

**Titre:** Évaluation des performances de l'incinération de boues de désencrage dans un lit fluidisé circulant interne  
Title:

**Auteur:** Frédéric Boisselle  
Author:

**Date:** 1999

**Type:** Mémoire ou thèse / Dissertation or Thesis

**Référence:** Boisselle, F. (1999). Évaluation des performances de l'incinération de boues de désencrage dans un lit fluidisé circulant interne [Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de Montréal]. PolyPublie. <https://publications.polymtl.ca/8835/>  
Citation:

 **Document en libre accès dans PolyPublie**  
Open Access document in PolyPublie

**URL de PolyPublie:** <https://publications.polymtl.ca/8835/>  
PolyPublie URL:

**Directeurs de recherche:**  
Advisors:

**Programme:** Non spécifié  
Program:

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉVALUATION DES PERFORMANCES DE L'INCINÉRATION DE BOUES DE  
DÉSENCRAGE DANS UN LIT FLUIDISÉ CIRCULANT INTERNE

FRÉDÉRIC BOISSELLE  
DÉPARTEMENT DE GÉNIE CHIMIQUE  
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

MÉMOIRE PRÉSENTÉ EN VUE DE L'OBTENTION  
DU DIPLÔME DE MAÎTRISE ÈS SCIENCES APPLIQUÉES  
(GÉNIE CHIMIQUE)  
JUN 1999



National Library  
of Canada

Acquisitions and  
Bibliographic Services

395 Wellington Street  
Ottawa ON K1A 0N4  
Canada

Bibliothèque nationale  
du Canada

Acquisitions et  
services bibliographiques

395, rue Wellington  
Ottawa ON K1A 0N4  
Canada

*Your file Votre référence*

*Our file Notre référence*

The author has granted a non-exclusive licence allowing the National Library of Canada to reproduce, loan, distribute or sell copies of this thesis in microform, paper or electronic formats.

The author retains ownership of the copyright in this thesis. Neither the thesis nor substantial extracts from it may be printed or otherwise reproduced without the author's permission.

L'auteur a accordé une licence non exclusive permettant à la Bibliothèque nationale du Canada de reproduire, prêter, distribuer ou vendre des copies de cette thèse sous la forme de microfiche/film, de reproduction sur papier ou sur format électronique.

L'auteur conserve la propriété du droit d'auteur qui protège cette thèse. Ni la thèse ni des extraits substantiels de celle-ci ne doivent être imprimés ou autrement reproduits sans son autorisation.

0-612-53560-6

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé:

ÉVALUATION DES PERFORMANCES DE L'INCINÉRATION DE BOUES DE  
DÉSENCRAGE DANS UN LIT FLUIDISÉ CIRCULANT INTERNE

Présenté par: BOISSELLE Frédéric

en vue de l'obtention du diplôme de: Maîtrise ès sciences appliquées

a été dûment accepté par le jury d'examen constitué de :

M. KLIVANA Danilo, Ph.D., président

M. GUY Christophe, Ph.D., membre et directeur de recherche

M. LEGROS Robert, Ph.D., membre et codirecteur de recherche

M. PERRIER Michel, Ph.D., membre



## REMERCIEMENTS

En premier lieu je voudrais remercier mes deux directeurs, Christophe Guy et Robert Legros de m'avoir permis de réaliser ce projet et de découvrir les joies et surtout les frustrations de la recherche universitaire. Leur soutien et leur confiance me furent précieux.

Je voudrais aussi remercier l'ensemble des techniciens, c'est-à-dire Daniel Dumas, Robert Delisle, Carol Painchaud, Jean et Gino pour leur grande disponibilité même s'ils étaient toujours débordés de travail et d'échéanciers. Ils étaient toujours prompts à répondre à mes interrogations et à mes questions sans rechigner. Je voudrais porter une attention particulière à Daniel Dumas qui m'a appuyé et aidé sans jamais rouspéter tout au long de la longue recherche de solutions aux multiples problèmes survenus sur l'unité testée.

Je m'en voudrais d'oublier de remercier les multiples amis et connaissances soit, Sylvain, Guillaume, Stéphane, Sophie, Patrice, Antoine, Jean-François, Thierry, Éric, et plein d'autres que j'oublie, pour avoir transformé mes frustrations en jokes et mes problèmes en farces dont il vaut mieux rire. Une attention spéciale à Sylvain et Guillaume pour leurs encouragements, leur humour débordant, surtout celui de Sylvain, et leur agréable compagnie.

Finalement, et non la moindre, ma blonde Evelyne qui a sûrement vécu le côté le plus noir de ces deux années. Comme compagne de vie, elle doit endurer et surtout comprendre les frustrations profondes que l'on a lorsque l'on doit s'acharner sur un projet dont le fonctionnement est loin d'être idéal. Je la remercie de tout coeur d'avoir été là pendant tout ce temps

## RÉSUMÉ

L'industrie papetière canadienne est la première productrice mondiale de papier journal, ceci sans compter les autres types de papier fabriqués. Cependant, la production de ces différents produits engendre des quantités considérables de déchets solides appelés boues. Chaque année la quantité de boue générée est plus importante et se compte en millions de tonnes métriques. De plus, de nouvelles contraintes environnementales et la pression de la population à recycler le papier induisent une augmentation des déchets générés aux cours des prochaines années.

À l'heure actuelle, les papetières utilisent différentes méthodes de gestion de ces déchets solides. De nouvelles contraintes environnementales et l'augmentation des coûts de gestion réduisent l'utilisation de l'enfouissement comme technique de gestion. Les méthodes à caractère écologique comme l'épandage agricole, sylvicole et la restauration de terrains sont plus utilisées qu'auparavant, cependant la quantité de terrains disponibles limite leur utilisation. Le traitement thermique est la combustion des boues en présence d'autres combustibles comme les écorces ou les huiles afin de faciliter l'incinération à des taux d'humidité importants.

Les énormes quantités de boues poussent l'industrie à se pencher sur de nouvelles alternatives de gestion de ces déchets. Le traitement thermique semble être la voie de l'avenir. Dans cette optique, l'évaluation d'un nouveau type de réacteur afin de faciliter la combustion des boues humides devient intéressante. Le Lit Fluidisé Circulant Interne (LFCI) est un réacteur composé de deux cylindres concentriques dont celui du centre est appelé riser. La flamme produite par la combustion de gaz naturel à la base du riser restreint la zone de traitement à haute température à un faible volume du réacteur. L'hydrodynamique turbulente présente dans le riser favorise la réaction rapide et complète des déchets. Le lit de sable mobile présent dans la section annulaire entourant le riser favorise une grande inertie thermique produisant des conditions optimales pour le préséchage des déchets humides.

Ce réacteur est, à l'origine, conçu pour traiter les sables de fonderie afin de les réutiliser dans la production de nouveaux moules. Des résultats intéressants ont poussé les concepteurs de l'unité à se pencher sur d'autres types de déchet afin d'augmenter la flexibilité de l'appareil. Les boues de désencrage possèdent un contenu inorganique important au potentiel de réutilisation intéressant mais qui les rend difficiles à incinérer sans l'ajout de combustible d'appoint. Le développement du modèle mathématique qui a suivi les tests sur les sables de fonderie fut réalisé en posant des valeurs de circulation solide à l'intérieur de l'unité. Ce paramètre possède la plus grande influence sur les performances de l'unité et doit être analysé en tenant compte de la dérivation gazeuse. La dérivation est mesurée et évaluée dans ce document afin de permettre l'achèvement de l'étude hydrodynamique du LFCI.

L'air secondaire de l'unité est alimenté pour simuler le comportement d'une valve en "L" utilisée dans les lits circulants pour réinjecter les particules du lit dans le riser. L'écoulement normal de l'air utilisé dans les valves en "L" est entièrement dirigé vers le riser. La dérivation gazeuse est la mesure de la quantité de gaz qui remonte dans l'annulaire au lieu de poursuivre son écoulement dans le riser. Lorsque le débit d'air secondaire est nul, la dérivation des gaz du riser à l'annulaire est inférieure à 1% volume du débit de gaz présent dans le riser. Lorsque le débit d'air secondaire est utilisé la quantité d'air qui poursuit son écoulement dans le riser est de 87% vol. du débit d'air secondaire alimenté. La dérivation est indépendante des conditions opératoires à l'intérieur de l'unité (vitesse superficielle des gaz dans l'annulaire et le riser). L'écoulement vers le riser devient indépendante de la température dans le lit de sable aux alentours de 400°C. La valeur mesurée est de 57% vol. à 25°C et elle atteint 87% à 400°C pour rester constante. L'écoulement vers le "riser" est dépendant de facteurs géométriques telle la section des trous de circulation solide. Ces différents facteurs influent sur la pression dans les différentes zones de l'appareil induisant la distribution des différents courants vers le "riser" et dans l'annulaire.

Les performances environnementales lors de l'incinération de boues de désencrage sèches dans le LFCI sont évaluées. Le potentiel de récupération du haut contenu en inerte de ce type de déchets est déterminé. Deux modes d'alimentation des boues ont été testés lors de l'incinération des boues de désencrage. Le premier consiste à l'acheminement des particules par une section pneumatique dans le riser. Le second consiste en l'alimentation des particules en laissant tomber les boues par gravité dans l'annulaire à la surface du lit de sable. Le fonctionnement de l'appareil lors des tests est sans problème sauf pour l'alimentation qui bloque indépendamment du mode utilisé. Les problèmes sont si importants sur l'alimentation par le riser que la plupart des expériences ont été effectuées avec alimentation dans l'annulaire qui permet de réaliser des expériences suffisamment longues pour être analysées.

Les émissions de  $\text{SO}_2$  dans l'unité sont de 0 - 2 ppmvs en moyenne, puisque le contenu en soufre des déchets alimentés est très faible. Les concentrations moyennes de CO des tests effectués avec l'alimentation des boues dans le riser sont moins importantes que celles obtenues lors de l'incinération avec alimentation dans l'annulaire. Les hautes émissions sont de 150 - 4000 ppmvs en moyenne et sont générées par une mauvaise combustion qui se produit dans la zone de désengagement de l'unité. La différence des émissions qui existe selon le mode d'alimentation est produit par les boues qui réagissent dans l'environnement turbulent et à haute température du riser. Cependant le temps de séjour des particules et des gaz dans cette zone est trop court pour assurer la combustion complète des organiques des boues. Les réactions se poursuivent ou se passent dans l'annulaire selon le mode d'alimentation utilisé. L'environnement oxydant devrait favoriser la combustion du CO en  $\text{CO}_2$ , cependant les faibles températures (550 - 750°C) dans la zone de désengagement augmentent les émissions de CO.

Les émissions de  $\text{NO}_x$  sont faibles si elles sont comparées à la concentration théorique de 520 ppmvs, produite si tout l'azote des boues réagirait pour former des  $\text{NO}_x$ . De l'ordre de 30 - 200 ppmvs, les faibles concentrations sont causées par deux phénomènes distincts. Les faibles températures dans la zone de désengagement même si l'environnement

oxydant favorise la génération de NO<sub>x</sub> et la présence de hautes concentrations de CO, de “char” et d’inertes favorise les réactions de réduction, réduisant les concentrations de NO<sub>x</sub>.

La conversion organique est la mesure du taux d’organique ayant réagit lors des réactions de combustion dans l’unité. Les particules possèdent un plus haut taux de conversion lorsqu’elles sont récupérées dans le cyclone (90% et plus) que celles récupérées à la sortie du réacteur (40 - 87%). Cette différence est causée par la taille des particules échantillonnées, celles du cyclone sont beaucoup plus fines, elles nécessitent donc un temps de réaction plus court pour obtenir une même conversion. La hauteur du lit de sable a une influence sur la conversion des particules, puisque le temps de séjour est plus long favorisant les réactions dans le lit de sable. L’air secondaire a une influence marquée sur la conversion organique. Il accélère le taux de circulation solide permettant aux particules de passer dans le riser plus souvent ce qui conduit à une meilleure conversion des organiques des boues.

La récupération des inertes ne peut être envisagée dans cette unité pour la réutilisation directe des cendres dans la production de papier neuf. La conversion, bien qu’élevée, n’est pas suffisante pour satisfaire les normes de l’industrie. La conversion est toujours diluée par la présence de fines qui n’ont pas réagi, elles sont suffisamment nombreuses pour réduire la conversion. De plus, le carbonate de calcium présent dans les cendres réagit à haute température pour former de l’hydroxyde de calcium. Ce composé chimique ne peut être utilisé dans les solutions de couchage lors de la fabrication du papier neuf.

Les conditions opératoires optimales qui favoriseraient les performances environnementales et la conversion organique sont les suivantes; opérer à plus haute température afin de favoriser les réactions chimiques dans la zone de désengagement; utiliser l’air secondaire qui possède une influence marquée sur la conversion organique; opérer avec un lit de sable élevé afin d’augmenter le temps de séjour des particules dans l’unité; ajuster l’air primaire afin d’assurer un excès d’oxygène suffisant pour permettre la

combustion complète des particules de boue et du gaz naturel; régler le gaz naturel afin de générer la température de traitement désirée; et tenter d'alimenter les particules par le riser, afin d'utiliser les avantages induits par la combustion dans cette zone.

La combustion des boues est problématique dans cette unité, avec des émissions de CO de l'ordre présenté, la gazéification dans le lit de sable semble la voie logique à suivre pour traiter ces déchets. La combustion dans le riser assurerait l'énergie nécessaire pour effectuer les réactions de gazéification. Bien que les inertes ne peuvent être réutilisés dans la production de papier neuf, le haut contenu en oxyde de calcium permet d'utiliser les particules comme absorbeur de gaz acide ou comme matériaux de base à la production de nouveau carbonate de calcium utilisable dans l'industrie papetière. Mais le problème important qui limite l'utilisation des boues dans le LFCI est l'alimentation. Des tests supplémentaires devront être effectués afin de changer physiquement l'alimentation ou modifier les manipulations des boues.

## ABSTRACT

Canadian segment of pulp and paper industry is the first world producer of newspaper but also generate huge quantity of solid waste named sludge. Pressure to use recycled paper and new environmental regulations tend to increase future sludge production.

Landfilling disposal of paper sludge has become both an issue of environmental concern and economic matter. Available area limit sludge spreading on crops, forestry or abandoned mine. High moisture sludge incineration is difficult in mass burning furnace. Bark, natural gas or heavy oil must be used in co-combustion with wetted sludge to make easier thermal treatment.

New disposal technics must be tested or developed to take care of deinking sludge. Thermal treatment seemed the way of the future of the pulp and paper solid waste disposal. A new Internally Circulating Fluidised Bed (ICFB) is made of two concentric stainless steel cylinders which the center one is named riser. Air and natural gas combustion produces a high temperature treatment zone at the riser base. This zone is restrict to a small part of the unit. The riser highly turbulent hydrodynamic conditions are appropriate for fast combustion. A sand moving bed surrounding the riser pipe increase the thermal inertia and make pre-dried possibility interesting in the annular zone.

At first, the ICFB was design for foundry sand treatment. Interesting results were obtained with foundry sand, reactor flexibility has to be increase with other solid waste thermal treatment. Deinking sludge is a good choice because of is high ash content that make it difficult to burn without an additional fuel. Ash content has a high reused potential and could be exploited in the ICFB. A mathematic model was developed to predict unit performances. This model used supposed value of solid circulating rate. The solid circulating rate must be evaluate to achieve total hydrodynamic description of the unit. But, before studying solid circulation rate, gas bypass in the unit must be evaluate. This document present the evaluation of the gas bypassing in the unit and the environmental performance of the ICFB for deinking sludge incineration.

Secondary air flow is used to simulate L-valve behavior in the unit and increased solid circulating flow. Usually, air injected in L-valve flow entirely through the riser with the particles. But some operational conditions induce gas bypassing which mean some gas flow countercurrent against particles flowing down. When secondary air flow is set to zero, gas from the riser zone pass to the annulus zone. The value of this gas bypassing is less than 1% of the entire flow in the riser. When secondary air is used as operating condition at high temperature, gas flowing to the riser is constant to 87%. Mean that 87% of the secondary air injected in the annulus continue to the riser zone. Operating condition (superficial velocity in both zone of the reactor) has no effect on the gas bypassing. Gas flowing to the riser increase from 57% at 25°C to 87% at 400°C. For higher temperature, gas flowing to the riser stay constant. Gas bypassing is influenced only by geometric factor like hole section or bed height. These factors induced pressure drop in the unit setting air flow distribution in the reactor.

Environmental performances for drying sludge incineration in the ICFB and reused potential of ash content were evaluate. Two types of solid feeding were tests, one is particles feeding by the riser through a pneumatic section, the second is particles feeding in the annulus by gravity. Numerous feeding problems were encountered during sludge incineration, essentially pipe and screw plugging. At the end, only particle feeding to annulus zone were used.

SO<sub>2</sub> emissions were only 0-2 ppmv average because sludge sulfur content is low. CO emissions were lower when the solid waste was fed by the riser. Measured high CO emission were from 150 to 4000 ppmv average and were produces by bad disengagement zone combustion. When sludge are fed in the riser, CO emissions are lower because of the high temperature and high turbulent of the riser zone. But very low residence time in the riser of both sludge particles and gas hinder complete organic conversion. Oxidant environment in the disengagement zone is appropriated to CO oxidation in CO<sub>2</sub>, but low temperature (550 -750°C) increased CO emissions.



Approximately 20% of N-fuel react to produce NO<sub>x</sub>. Low NO<sub>x</sub> emissions are produced by low temperature and high CO emission, char and inert content in the disengagement zone.

Organic conversion measure the amount of organic which reacted in the ICFB. Whether particle sampling is made, organic conversion measurement is different. Recovered particles from the cyclone show a 90% and higher organic conversion compared to 40-87% from the reactor exit. Fines particles from the cyclone need shorter residence time to reach the same organic conversion. The bed sand height increase particle residence time resulting in better organic conversion. Organic conversion is also influenced by secondary air flow. This flow increased the solid circulation rate that allowed much more particle riser pass and is appropriate to shrink particle decreasing the residence time necessary to complete organic conversion.

Inert reutilization can't be performed in this unit because organic conversion results are lower than the industry standards. In addition, high treatment temperature transform inert content which cannot be used as paper filler.

Following operating conditions optimize unit performances. (1) Use high temperature in the disengagement zone and the entire unit to favor chemical reactions. (2) Use secondary air to increased the solid circulation rate and get better organic conversion. (3) Used higher sand bed height to increased particle residence time. (4) Set primary air and natural gas to get desired treatment temperature and allowed enough oxygen concentration for complete reaction of gas and sludge. (5) Try to used riser feeding to improve both organic conversion and gas emissions. Economic trend show that ICFB treatment of wet sludge is more economical than landfilling disposal or mass burning incineration.

The next step after finished model definition and tests on other solid waste is to evaluate new option to succeed treated deinking sludge in the unit. Gazification will be test in the unit using deinking sludge as gas and heat producer. New disposal method can be found for the high inert content of deinking sludge as acid gas sorbing medium.

## TABLE DES MATIÈRES

REMERCIEMENTS .....	IV
RÉSUMÉ .....	V
ABSTRACT .....	X
TABLE DES MATIÈRES .....	XIII
LISTE DES ANNEXES .....	XVI
LISTE DES TABLEAUX.....	XVII
LISTE DES FIGURES .....	XXI
LISTE DES SIGLES ET DES ABBRÉVIATIONS .....	XXIII
NOTATION .....	XXV
INTRODUCTION .....	1
<b>CHAPITRE 1. LA TECHNOLOGIE ÉVALUÉE.....</b>	<b>5</b>
1.1 DESCRIPTION DE L'UNITÉ EXPÉRIMENTALE .....	5
1.2 OPÉRATION ET HYDRODYNAMIQUE DE L'UNITÉ .....	11
1.2.1 Le "riser" .....	14
1.2.2 L'annulaire .....	15
1.3 CARACTÉRISTIQUES DU LFCI .....	15
1.4 ÉTUDES RÉALISÉES SUR LE LFCI ET PRÉSENTATION DES TRAVAUX EFFECTUÉS .....	16
<b>CHAPITRE 2. MESURE DE LA DÉRIVATION GAZEUSE DANS LE LFCI.....</b>	<b>20</b>
2.1 MÉTHODES DE MESURE DE LA DÉRIVATION GAZEUSE.....	21
2.1.1 L'équation d'Ergun dans un lit fixe.....	23

2.1.2 L'équation d'Ergun tenant compte de la vitesse de glissement.....	24
2.1.3 Le tracage radioactif.....	25
2.1.4 Configuration de l'appareillage. ....	25
2.1.5 Observations sur le tracage radioactif.....	27
2.2 PRÉSENTATION DES RÉSULTATS .....	32
2.2.1 Détermination de la sphéricité du sable.....	32
2.2.2 L'effet de la porosité sur les résultats. ....	33
2.2.3 Résultats de la dérivation gazeuse .....	33
<b>CHAPITRE 3. LES BOUES DE PÂTE ET PAPIER.....</b>	<b>41</b>
3.1 PROPRIÉTÉS DES BOUES DE PÂTE ET PAPIER. ....	41
3.1.1 Les propriétés spécifiques aux boues de désencrage. ....	44
3.2 LES MÉTHODES DE GESTION DES BOUES DE PÂTES ET PAPIER .....	50
3.2.1 L'enfouissement.....	51
3.2.2 Épandage agricole et sylvicole. ....	53
3.2.3 Le compostage.....	54
3.2.4 La réhabilitation de terrain .....	56
3.2.5 Les techniques spécialisées.....	56
3.2.6 Le traitement thermique.....	59
3.2.7 L'oxydation humide.....	59
3.2.8 La gazéification.....	61
3.2.9 Techniques spécialisées.....	62
3.2.10 Incinération des boues.....	63
3.3 COMPARAISON ENTRE LES DIFFÉRENTS APPAREILS UTILISÉS POUR INCINÉRER LES BOUES.....	64
3.3.1 Les fournaies .....	64
3.3.2 Les lits fluidisés.....	65
3.3.3 Avantages et désavantages des différentes unités de combustion.....	66
3.4 LA COMBUSTION ET LES EFFETS DE L'INCINÉRATION DES BOUES ...	68

3.4.1 La température .....	69
3.4.2 La turbulence .....	71
3.4.3 Le temps de séjour .....	71
3.4.4 Les radicaux libres .....	77
3.5 LES ÉMISSIONS ATMOSPHÉRIQUES .....	77
3.5.1 CO et imbrûlés. ....	77
3.5.2 Le SO <sub>2</sub> .....	78
3.5.3 Les NO <sub>x</sub> .....	78
3.5.4 Les particules. ....	79
3.5.5 Autres émissions .....	80
3.5.6 Émissions types et législations sur les émissions permises. ....	81
<b>CHAPITRE 4. PRÉSENTATION ET ANALYSES DES RÉSULTATS .....</b>	<b>83</b>
4.1 ANALYSES CHIMIQUES DES BOUES INCINÉRÉES .....	83
4.2 CARACTÉRISTIQUES DU SABLE .....	84
4.3 PRÉSENTATION DES EXPÉRIENCES ET DES RÉSULTATS. ....	85
4.3.1 Première série d'expérience - alimentation par le dos du brûleur .....	85
4.3.2 Deuxième série d'expérience - alimentation dans l'annulaire. ....	87
4.3.3 Troisième série d'expérience - potentiel de récupération des inertes .....	88
4.4 ANALYSES DES RÉSULTATS .....	90
4.4.1 Efficacité technique de l'unité .....	90
4.4.2 Les performances environnementales des différents tests .....	94
4.4.3 Évaluation du potentiel de récupération des inertes des boues de désencrage l 10	
4.4.4 Les conditions opératoires .....	113
4.5 TENDANCES ÉCONOMIQUES DE L'UNITÉ .....	114
<b>CONCLUSION .....</b>	<b>119</b>
<b>RÉFÉRENCES .....</b>	<b>124</b>

**LISTE DES ANNEXES**

ANNEXE A : ÉVALUATION DU TEMPS DE COMBUSTION DES PARTICULES DE BOUES .....	134
ANNEXE B : CALCULS DES COÛTS DE L'APPAREILLAGE DES DIFFÉRENTS SCÉNARIOS DE L'UNITÉ .....	142

## LISTE DES TABLEAUX

Tableau 1.1 - Les thermocouples et leur hauteur sur l'unité. ....	9
Tableau 1.2 - Localisation des détecteurs de pression .....	11
Tableau 1.3 - Influences des facteurs contrôlables sur les conditions opératoires.....	12
Tableau 1.4 - Température moyenne dans le réacteur après 24 heures de chauffe.....	13
Tableau 2.1 - Conditions opératoires testées afin d'évaluer la dérivation gazeuse.....	34
Tableau 2.2 - Incertitudes utilisées pour estimer l'erreur expérimentale de la dérivation gazeuse. ....	36
Tableau 3.1 - Production moyenne de boues pour différents moulin à papier [Scott et Smith, 1995].....	42
Tableau 3.2 - Génération de boue selon le type de matériaux bruts utilisés. [Scott et Smith, 1995].....	43
Tableau 3.3 - Analyse ultime de déchets solides types.....	44
Tableau 3.4 - Composition en oxyde d'une boue de désencrage.....	45
Tableau 3.5 - Contenu en métaux lourds d'une boue de désencrage.....	46
Tableau 3.6 - Concentrations en produits cancérigènes des boues de pâtes et papier .....	47

Tableau 3.7 - Distribution des méthodes de gestion utilisées par l'industrie papetière [Scott et Smith, 1995] .....	51
Tableau 3.8 - Avantages et désavantages de l'utilisation de l'enfouissement comme méthode de gestion des boues .....	52
Tableau 3.9 - Avantages et désavantages de l'utilisation de l'épandage agricole et syvicole comme méthode de gestion des boues .....	54
Tableau 3.10 - Avantages et désavantages de l'utilisation du compostage comme méthode de gestion des boues .....	55
Tableau 3.11 - Avantages et désavantages de l'utilisation de la réhabilitation des sols comme méthode de gestion des boues .....	56
Tableau 3.12 - Avantages et désavantages de l'utilisation de l'oxydation humide comme méthode de gestion des boues .....	60
Tableau 3.13 - Exemple de gazéification de boues primaires .....	61
Tableau 3.14 - Avantages et désavantages de l'utilisation de la gazéification comme méthode de gestion des boues .....	62
Tableau 3.15 - Avantages et désavantages de l'utilisation de l'incinération comme méthode de gestion des boues .....	64
Tableau 3.16 - Conditions opératoires classiques des lits fluidisés industriels .....	67
Tableau 3.17 - Désenvantages et avantages des différentes unités d'incinération .....	67

Tableau 3.18 - Température de fonctionnement des appareils d'incinération industriels.	69
Tableau 3.19 - Plages d'émissions possibles de différents appareils industriels .....	81
Tableau 3.20 - Normes d'émissions de EPA Illinois [Piekos et al., 1997].....	82
Tableau 3.21 - Lignes directrices canadiennes (1989) [12].....	82
Tableau 4.1 - Analyses ultimées des boues incinérées dans le LFCI.....	84
Tableau 4.2 - Caractéristiques du sable utilisé comme lit d'inerte.....	85
Tableau 4.3 - Conditions opératoires et résultats moyens de la première série d'expérience .....	86
Tableau 4.4 - Conditions opératoires de la deuxième série d'expérience.....	87
Tableau 4.5 - Conditions opératoires de la troisième série d'expérience .....	89
Tableau 4.6 - Conditions opératoires imposées par les paramètres contrôlables.....	94
Tableau 4.7 - Estimation du temps de combustion pour différentes tailles de particules	109
Tableau 4.8 - Analyse élémentaire des cendres recueillies après expérimentation sans alimentation d'air secondaire.....	110
Tableau 4.9 - Poids de cendres durant le test 12. ....	111
Tableau 4.10 - Coûts induits par l'utilisation du scénario 2 .....	116



Tableau 4.11 - Coûts induits par l'utilisation du scénario 3 .....	117
Tableau 4.12 - Coûts induits par l'utilisation du scénario 4 .....	117

## LISTE DES FIGURES

Figure 1.1 - Principales composantes du LFCI.....	6
Figure 1.2 - Localisation des thermocouples et détecteurs de pression sur le LFCI et présentation des températures types de l'unité en cours d'opération. ....	10
Figure 2.1 - Dérivation gazeuse de l'annulaire vers le "riser" .....	22
Figure 2.2 - Localisation des détecteurs radioactifs (dessin pas à l'échelle). ....	26
Figure 2.3 - Signal radioactif lors de l'injection de l'argon radioactif dans le "riser". ....	28
Figure 2.4- Signal caractéristique des trois détecteurs lors de l'injection de l'argon dans l'annulaire.....	29
Figure 2.5 - Courbe type pouvant être obtenue par le détecteur 3 .....	31
Figure 2.6 - Influence de la température du lit sur la dérivation gazeuse ( $U_{\text{sec}} = 0.006 \text{ m/s}$ )	36
Figure 2.7 - Influence de la vitesse superficielle dans le "riser" sur la dérivation gazeuse ( $U_{\text{sec}} = 0.006 \text{ m/s}$ et $T = 600^\circ\text{C}$ ) .....	37
Figure 2.8 - Influence de la vitesse superficielle dans l'annulaire sur la dérivation gazeuse ( $U_g = 6 \text{ m/s}$ et $T = 600^\circ\text{C}$ ) .....	38
Figure 2.9 - Évolution de la dérivation gazeuse en fonction de la température.....	39
Figure 3.1 - Courbes DTA/TGA pour une boue désencrage normale. [Latva-Somppi et al., 1994].....	49
Figure 3.2 - Distribution de taille de particule des boues incinérées.....	50

Figure 3.3 - Temps d'évaporation et de dévolatilisation de boues de pâtes et papier. [Xiaodong et al., 1997].....	73
Figure 3.4 - Présentation du modèle du coeur réactif.....	75
Figure 4.1 - Alimentation des boues par le "riser".....	91
Figure 4.2 - Configuration de l'alimentation des boues dans l'annulaire.....	93
Figure 4.3 - Évolution typique de la température dans l'annulaire lorsque les boues sont alimentées par le bas du "riser" (conditions opératoires du test 4). ....	96
Figure 4.4 - Évolution typique de la température dans l'annulaire lorsque les boues sont alimentées dans l'annulaire (conditions opératoires du test 12). ....	97
Figure 4.5 - Évolution de la température dans le "riser" lorsque les boues sont alimentées dans le "riser" (conditions opératoires du test 4). ....	98
Figure 4.6 - Évolution de la température dans l'annulaire lorsque les boues sont alimentées dans l'annulaire (conditions opératoires du test 12). ....	99
Figure 4.7 - Émissions de CO typiques (conditions opératoires du test 12).....	103
Figure 4.8 - Évolution typique des émissions de NOx (conditions opératoires du test 12).....	104
Figure 4.9 - Différence entre les distributions de taille de particules recueillies pour une expérimentation avec et sans air secondaire comparée à la distribution de taille de particules des boues alimentées.....	108

## LISTE DES SIGLES ET DES ABBRÉVIATIONS

### *Abbreviations*

A.I.F.Q.	: Association des Industries Forestières du Québec
b.s.	: Boues sèches
CO	: Monoxyde de carbone
C.C.M.E.	: Conseil Canadien des Ministres de l'Environnement
DCO	: Demande Chimique en Oxygène
DDPC	: Dibenzo-p-dioxine polychlorée
DFPC	: Dibenzofuranne polychlorée
DTA	: Differential Thermal Analysis
DTS	: Distribution de Temps de Séjour
HAP	: Hydrocarbures Aromatiques Polycycliques
kg	: Kilogramme
LFB	: Lit Fluidisé à Bulles
LFC	: Lit Fluidisé Circulant
LFCI	: Lit Fluidisé Circulant Interne
LWA	: Light Weight Aggrégat
MES	: Matière En Suspension
mg	: Milligramme ( $1 \times 10^{-3}$ gramme)
MJ	: Megajoule ( $1 \times 10^6$ joules)
N/D	: Non Détectable
ng	: Nanogramme ( $1 \times 10^{-9}$ gramme)
Nm <sup>3</sup>	: Normaux mètres cubes ( $m^3$ à $T = 298K$ et $P = 1$ atmosphère)
NO <sub>x</sub>	: Ensemble des oxydes d'azote
O <sub>2</sub>	: Oxygène
PCS	: Pouvoir Calorifique Supérieur
ppmvs	: Partie par millions volume sec
ppt	: Partie par trillion ( $10^{-9}$ )

SO <sub>2</sub>	: Dioxyde de soufre
TGA	: Thermal Gravimetric Analysis
UPA	: Union des Producteurs Agricoles québécois
vol.	: Volumique

*Abbreviations grecques*

µg	: Microgramme ( $1 \times 10^{-6}$ gramme)
----	--

## NOTATION

Cette liste de symbole est divisée par chapitre car certains symboles se répètent mais n'ont pas la même signification selon le chapitre.

### Chapitre 2

#### *Symboles*

$C(t)$	: Concentration du traceur - comptes radioactif
$Dga$	: Dérivation gazeuse de l'annulaire vers le riser (%)
$d_p$	: Diamètre moyen des particules (m)
$Drg$	: Écoulement normal de l'air secondaire dans l'unité (%)
$E(t)$	: Fonction de distribution de temps de séjour
$L$	: Hauteur du lit au longeur entre deux détecteurs (m)
$Q_{a0}$	: Débit superficiel dans l'annulaire ( $Nm^3/h$ )
$Q_r$	: Débit d'air qui passe de l'annulaire dans le riser ( $Nm^3/h$ )
$Q_{tot}$	: Débit total d'air alimenté dans le riser ( $Nm^3/h$ )
$S_a$	: Section de l'annulaire ( $m^2$ )
$T$	: Température du lit de particules ( $^{\circ}C$ )
$t$	: Temps (s)
$t_m$	: Temps moyen des courbes de distribution de temps de séjour (s)
$t_{mod}$	: Temps modal ou d'occurrence des maximums des pics (s)
$U_0$	: Vitesse superficielle (m/s)
$U_{gl}$	: Vitesse de glissement dans l'annulaire (m/s)
$U_s$	: Vitesse des particules de solide dans l'annulaire (m/s)
$V_g$	: Vitesse réelle des gaz dans l'annulaire (m/s)
$W_s$	: Débit de solide dans l'annulaire (kg/s)

#### *Symboles grecs*

$\varepsilon$	: Porosité du lit de particules
$\phi$	: Sphéricité des particules - facteur de forme des particules

- $\mu$  : Viscosité du gaz qui s'écoule (Pa s)  
 $\sigma^2$  : Variance des courbes de distribution de temps de séjour  
 $\rho_g$  : Densité du gaz qui s'écoule (kg/m<sup>3</sup>)  
 $\Delta P$  : Perte de charge dans le lit ou le riser (Pa)  
 $\rho_s$  : Densité des particules (kg/m<sup>3</sup>)

### Chapitre 3

#### *Symboles*

- $A$  : Surface de contact (m<sup>2</sup>)  
 $C_{Ab}$  : Concentration au coeur de la phase gazeuse (bulk) (mol/m<sup>3</sup>)  
 $C_{Ai}$  : Concentration du réactif A à la surface du coeur non-réagit (mol/m<sup>3</sup>)  
 $C_{As}$  : Concentration à la surface de la particule (mol/m<sup>3</sup>)  
 $D_{cs}$  : Diffusivité effective dans la couche de cendre d'une particule (m<sup>2</sup>/s)  
 $k_g$  : Coefficient de transfert de masse dans le film gazeux (m/s)  
 $k_s$  : Constante de réaction à la surface du coeur non-réagit (m/s)  
 $M_i$  : Masse molaire du composé I (kg/kmol)  
 $Q$  : Taux de chaleur transmit entre les deux températures (W)  
 $R$  : Rayon totale d'une particule de boue (m)  
 $R_A$  : Débit molaire du réactif A dans une particule de boue (mol/s)  
 $R_i$  : Rayon de la couche à la position i dans la particule (m)  
 $T$  : Température (K)  
 $T_{ad}$  : Température adiabatique de flamme d'un combustible (K)  
 $U$  : Conductivité globale dans le lit (W/s m<sup>2</sup> K)  
 $X$  : Conversion du carbone

#### *Symboles grecs*

- $\sigma$  : Constante de Stefan-Boltzmann (5.669x10<sup>-8</sup> W/m<sup>2</sup> K<sup>4</sup>)  
 $\varepsilon$  : Émissivité  
 $\rho_B$  : Densité du solide B dans la particules de char (kg/m<sup>3</sup>)

- $v_i$  : Coefficient stœchiométrique du composé I de la réaction gaz-solide
- $v$  : Rapport des coefficients stœchiométriques de la réaction gaz-solide



## INTRODUCTION

L'industrie papetière canadienne est le premier producteur mondial de papier journaux, soit 26 % de la production globale, dont près de la moitié (11 %) provient du Québec. Une soixantaine d'usine sont réparties sur le territoire québécois manufacturant près de 9.8 millions de tonnes métriques de papier journal, carton et pâte spécialisée. Ainsi en 1997, l'industrie a généré 10.6 milliards de dollars en livraison de toutes sortes. Cette industrie génère de l'emploi pour 22 000 travailleurs d'usine et 10 000 emplois connexes [A.I.F.Q, 1998].

Cependant, comme toute industrie, les moulins à papier produisent des polluants qui se retrouvent dans les effluents, l'atmosphère ou sous forme de résidus solides. Les nouveaux règlements promulgués au début des années 90 ont poussé l'industrie à une restructuration importante des effluents liquides par l'ajout obligatoire de traitement secondaire. De plus les pressions publiques et gouvernementales ont incité les entreprises à réutiliser le vieux papier comme source primaire de fibres. Avec ces nouveaux programmes, la qualité des effluents liquides connaît une amélioration marquée, ainsi les matières en suspension ont chuté de 89 % et la demande biologique en oxygène de 97 %. À l'heure actuelle, 11 usines de recyclage sont en opération au Québec, et la demande en fibre recyclée est tellement élevée que l'industrie importe du vieux papier des États-Unis [A.I.F.Q, 1998].

Ces nouvelles méthodes de gestion des effluents en plus du recyclage du papier usé génèrent des déchets solides nommés boue. Ces boues sont de trois types, soit les boues primaires, les boues secondaires et les boues de désencrage. Ces déchets sont produits durant les différentes étapes de manutention des effluents liquides. Lorsqu'elles sont récupérées à la sortie des systèmes de traitement des eaux, elles sont déshydratées à un taux d'humidité avoisinant 50% massique de solide pour en réduire les frais de gestion et de transport. Ce type de déchet solide est en fait un mélange de fibres trop courtes pour être utilisées, d'eau, de biomasse et d'inorganiques. Contrairement aux boues

secondaires et primaires, les boues de désencrage possèdent beaucoup d'inorganique provenant des glaises qui donnent les propriétés au papier. À l'heure actuelle au Québec, 60% de ces déchets sont valorisés à des fins énergétiques dans des chaudières à écorces, des chaudières au gaz ou des lits fluidisés. L'industrie emploie l'enfouissement, le traitement thermique, le compostage, l'épandage agricole et le remplissage des mines ou des carrières abandonnées comme moyens de valorisation des boues. Des techniques efficaces doivent être mises au point rapidement car une usine de désencrage moyenne peut générer près de 200 tonnes métriques de boue par jour pour une production de pâte recyclée de près de 850 tonnes métriques.

Un atelier de désencrage peut produire de deux à quatre fois plus de kilogramme de boue par tonne de pâte qu'un moulin à papier générant de la pâte vierge [Scott et Smith, 1995], prouvant que la situation des boues de désencrage est un problème sérieux dont il faut trouver la solution rapidement. L'enfouissement est une méthode de gestion en voie de disparition, le compostage, bien qu'intéressant est restreint par le manque de marchés disponibles. Les épandages semblent avoir de l'avenir, cependant les associations agricoles telle l'UPA voient d'un mauvais oeil les champs devenir la poubelle des industries [Poissant, 1999]. Le traitement thermique qui, en plus de récupérer l'énergie dans les boues et réduire le volume des déchets à traiter, représente une méthode potentielle de récupération des inorganiques. C'est dans cette optique que l'évaluation environnementale, technique et économique est réalisée sur une unité déjà existante.

Le Lit Fluidisé Circulant Interne (LFCI) [Guy et al., 1997] conçu à l'École Polytechnique de Montréal est une nouvelle technologie de traitement thermique des déchets. À la base il devait servir à la valorisation des sables usés des fonderies. Des résultats intéressants sur ce type de déchet ont poussé les concepteurs du réacteur à se pencher sur d'autres avenues. Les boues de désencrage sont difficilement incinérables sans combustible d'appoint car elles possèdent un haut taux d'inertes. Le LFCI est pourvu d'un brûleur au gaz naturel qui favorise la combustion adéquate des boues et la récupération des inorganiques après l'incinération de la partie organique. Plusieurs étudiants chercheurs se

sont penchés sur les différents aspects du fonctionnement de l'appareil. Après la mise en marche, des tests effectués sur l'unité à l'aide de sable neuf et de sable usé ont permis le développement d'un modèle mathématique évaluant les performances à partir des conditions opératoires. Cependant, la mesure de deux paramètres manquaient pour l'évaluation finale de l'unité dont l'un est la dérivation gazeuse de l'air secondaire dans l'annulaire.

Les objectifs du présent travail sont:

- Déterminer les effets des conditions opératoires sur la dérivation gazeuse se produisant dans l'annulaire.
- Évaluer les performances environnementales de l'unité (concentrations des gaz de combustion, taux de combustion des boues) lors de l'incinération de boue de désencrage
- Évaluer la faisabilité et le potentiel de récupération des inorganiques des cendres obtenues après traitement thermique dans le LFCI.
- Évaluer les tendances économiques de l'unité en la comparant à divers scénarios possiblement utilisables par l'industrie papetière.

Par ces différents objectifs, le présent document permet la réalisation de deux volets différents mais essentiel à la caractérisation du LFCI. Le premier volet comprend l'aspect plus fondamental, par l'évaluation de la dérivation gazeuse qui permet de finaliser l'étude hydrodynamique de l'appareil. Le deuxième volet est un aspect plus technique et expérimental par l'évaluation des performances de l'unité lors de l'incinération d'un déchet différent des sables de fonderie: les boues de désencrage.

Le présent mémoire est structuré de la façon suivante. Le chapitre 1 présente une courte description du LFCI, les études réalisées sur l'unité, ses limites physiques ainsi que les conditions opératoires typiques rencontrées lors de son utilisation. Le chapitre 2 présente les expériences et résultats obtenus lors des tests sur l'évaluation de la dérivation gazeuse en fonction des conditions opératoires. Le chapitre 3 contient la description et l'origine des boues papières, un aperçu des différentes caractéristiques physiques et chimiques des

déchets incinérés dans l'appareil. Les techniques de gestion des boues utilisées par l'industrie papetière sont décrites ainsi que leurs avantages et désavantages. Une présentation de l'incinération, les appareils utilisés ainsi que les paramètres qui l'influencent finalisent ce chapitre. Le chapitre 4 présente les expériences et résultats obtenus lors de l'incinération de boues de désencrage sèches dans l'unité. Les différentes conclusions des trois aspects étudiés: les aspects technique, environnemental et économique sont aussi contenus dans ce chapitre. Ces différents chapitres sont suivis de la conclusion du document en tenant compte des objectifs de la maîtrise.

## **CHAPITRE 1**

### **LA TECHNOLOGIE ÉVALUÉE**

Ce chapitre présente l'unité pilote utilisée et évaluée lors de l'incinération des boues de désencrage. Il est divisé en trois parties, la première partie décrit l'unité, ses dimensions, son mode d'alimentation ainsi que les appareils de mesure de la température, des pertes de charge et des émissions atmosphériques. Le mode opératoire, les conditions en régime permanent ainsi que l'hydrodynamique de l'unité sont présentés dans la seconde partie. Par la suite, les caractéristiques qui font de cette unité une nouvelle technologie sont énumérées. Finalement, une brève présentation des travaux effectués depuis le développement initial est présentée afin de bien situer l'ensemble du travail présenté dans ce document.

#### **1.1 DESCRIPTION DE L'UNITÉ EXPÉRIMENTALE**

Le Lit Fluidisé Circulant Interne (LFCI) est composé d'un tuyau d'acier, nommé tube de montée ("riser"), de 0.0779 m de diamètre interne et 1.5 m de hauteur logé dans une enceinte cylindrique de 0.35 m de diamètre interne. L'enceinte est composée de différentes couches de réfractaire et de laine isolante soutenues par une paroi en acier inoxydable d'un diamètre externe de 0.65 m. Le réacteur est composé de trois cylindres superposés s'élevant sur une hauteur totale de 2.56 m. Cette configuration divise le réacteur en trois zones distinctes qui sont l'annulaire dans laquelle se trouve le lit de sable, le "riser" et la zone de désengagement. La hauteur de la zone annulaire est dictée par la quantité de sable utilisée comme lit d'inertes.

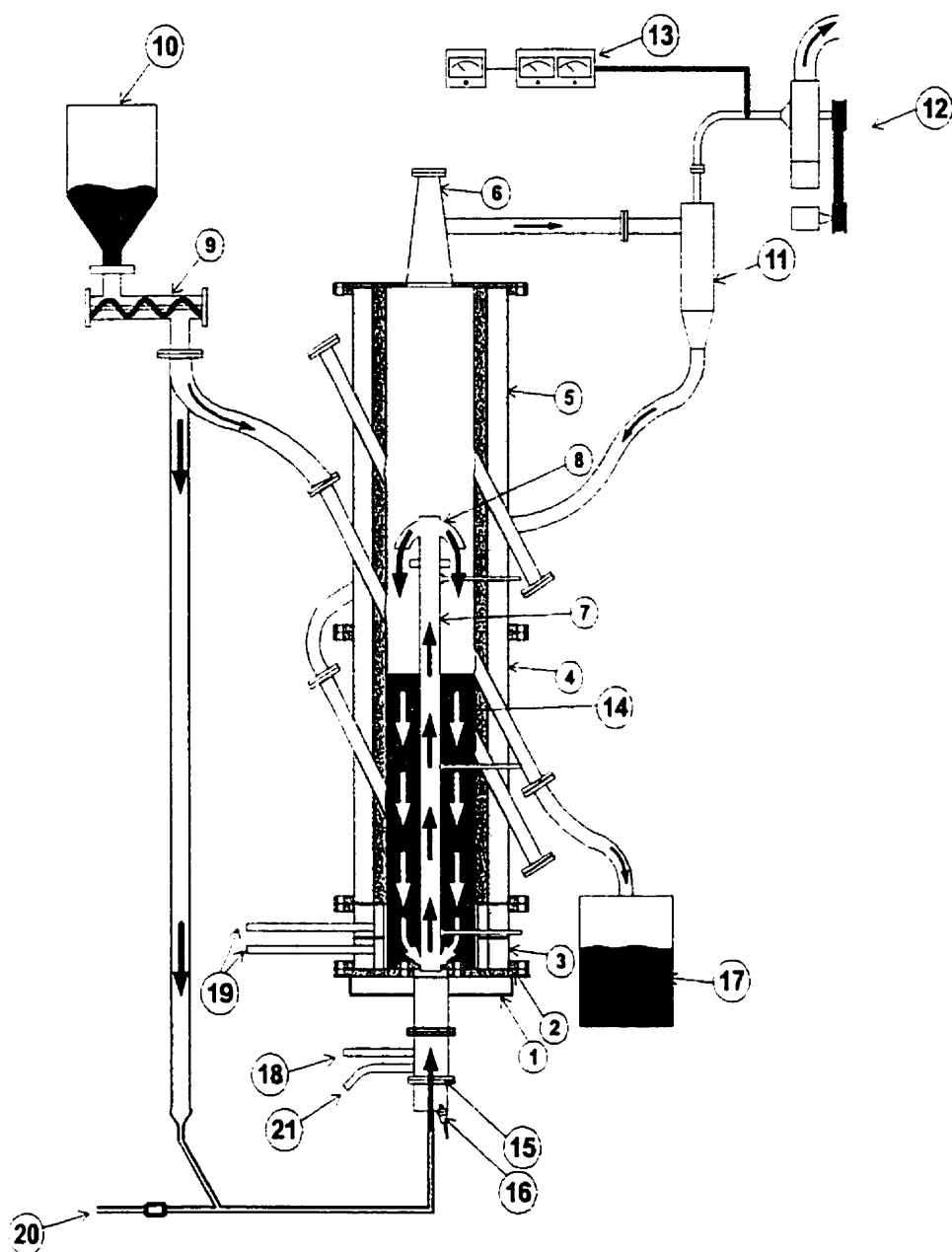


Figure 1.1 - Principales composantes du LFCI

(Légende : 1- carter, 2- plaque de distribution, 3- cylindre inférieur du réacteur, 4- chambre inférieure, 5- chambre supérieure, 6- chapeau, 7- tube de montée ("riser"), 8- fontaine, 9- vis d'Archimède, 10- trémie, 11- cyclone, 12- ventilateur, 13- analyseurs de fumée, 14- lit de sable, 15- brûleur au gaz naturel, 16- bougie d'allumage, 17- contenant de récupération des inertes, 18- alimentation de l'air primaire, 19- alimentation de l'air secondaire, 20- alimentation de l'air pneumatique, 21- alimentation du gaz naturel.)

Le “riser” est déposé sur une bague d’acier amovible percée de 6 à 8 trous selon le diamètre utilisé. Ces différents diamètres, d’une plage de 0.5 à 2.0 cm, permettent la variation du taux de circulation solide dans le “riser”. Sur la tête du “riser” repose une fontaine qui est un séparateur gaz-solide par impact. Les particules frappent l’appareil à haute vitesse ce qui les décélèrent et elles sont rejetées en continu à la surface du lit dans l’annulaire, le gaz poursuit sa course vers l’extérieur du réacteur. Sous le réacteur, à la base du “riser”, se trouve le brûleur au gaz naturel, essentiel pour maintenir la température élevée à l’intérieur du réacteur et faciliter le traitement thermique des déchets. La flamme produite par la combustion de l’air primaire et du gaz naturel dans le brûleur se forme à la base du “riser”. La température de l’unité est dictée par le rapport gaz naturel-air alimenté et le type de déchets alimenté. L’air primaire et le gaz naturel sont alimentés et mélangés à la base du brûleur où une bougie permet l’allumage des deux gaz. L’utilisation d’air secondaire alimenté perpendiculairement à l’axe du réacteur en direction des trous à la base du “riser” permet de faire varier le taux de circulation solide de l’unité. L’air secondaire pousse les particules de sable à la base de l’annulaire par les trous de circulation augmentant la quantité de solide présente à l’intérieur du “riser”. De cette manière le lit passe plus souvent à travers le “riser” pour favoriser le traitement thermique des déchets solides. Cette configuration d’alimentation de l’air secondaire simule le comportement d’une valve “L” utilisée dans les lits fluidisés circulants. Ces valves sont des appareils non-mécaniques qui permettent de recirculer les particules récupérées dans le “riser”. Dans le LFCI cette fonction est assurée par l’air secondaire et les trous de la bague amovible.

Les déchets à traiter sont alimentés sous formes particulières afin de favoriser leur traitement dans l’unité. Ils sont acheminés dans le réacteur à l’aide d’une vis d’Archimède qui pousse les particules dans le tuyau d’alimentation. Le débit de déchets est réglé selon la vitesse de rotation de la vis qui est contrôlée par un potentiomètre faisant varier le courant électrique disponible au moteur de la vis. Deux modes d’alimentation sont envisageables lors de l’utilisation du réacteur. Il est possible

d'alimenter directement dans le brûleur ou bien d'alimenter dans l'annulaire. Les particules alimentées dans le brûleur sont acheminées par la vis dans un tuyau vertical qui conduit les déchets par gravité vers une section de transport pneumatique. Cette section achemine à l'aide d'air comprimé les particules au brûleur où elles entrent en contact rapidement et directement avec la flamme à haute température. Si les particules sont alimentées dans l'annulaire, elles sont poussées par la vis et tombent par gravité sur la surface du lit à l'intérieur de l'unité. Chacun de ces modes d'alimentation possèdent ses avantages et ses inconvénients. L'alimentation par le brûleur induit une combustion rapide et efficace à haute température, mais la quantité d'air nécessaire afin d'assurer un transport efficace est importante et réduit grandement la quantité de déchet traitable. L'alimentation par l'annulaire prend avantage du potentiel de séchage de l'unité mais peut poser des problèmes d'agglomération des particules inorganiques des déchets.

Le LFCI évacue les particules traitées par l'une des trois sorties disponibles sur le côté du réacteur ou par le cyclone. Les trois sorties rendent le réacteur plus flexible, puisqu'elles permettent de maintenir le lit de sable à différentes hauteurs et ainsi augmenter ou diminuer le temps de séjour des particules dans l'unité. Les cendres sont récupérées par trop plein à la sortie dans un baril de 45 gallons. Les particules recueillies à la sortie du cyclone sont les fines entraînées lors de l'opération de l'unité. Le cyclone permet de récupérer les particules possédant un diamètre supérieur à 55  $\mu\text{m}$ . Les gaz sont acheminés dans la cheminée située à la sortie du cyclone et sont tirés par un ventilateur localisé à la fin du train de gaz.

Différents types de mesure sont possibles durant l'opération de l'unité. Un ordinateur est relié en continu à huit thermocouples qui donnent en tout temps les températures de l'unité. Cinq de ces thermocouples sont localisés dans l'annulaire et la zone de désengagement et les trois autres sont situés le long de la paroi du "riser". Le tableau 1.1 présente les différents thermocouples ainsi que leurs hauteurs par rapport à la base de



l'unité. La figure 1.2 présente un schéma de la localisation des différents thermocouples ainsi que les détecteurs de pression utilisés au cours des différentes expériences.

Tableau 1.1- Les thermocouples et leur hauteur de localisation sur l'unité.

Noms	Signification	Hauteur (m)
<b>"Riser"</b>		
TRB	Température "Riser" Bas	0.18
TRM	Température "Riser" Moyen	0.83
TRH	Température "Riser" Haut	1.48
<b>Annulaire</b>		
TABB	Température Annulaire Bas Bas	0.17
TAB	Température Annulaire Bas	0.64
TAM	Température Annulaire Moyen	1.10
TAH	Température Annulaire Haut	1.84
TAHH	Température Annulaire Haut Haut	2.40

Des détecteurs de pression permettent de mesurer la perte de charge dans le "riser" et dans l'annulaire. Le tableau 1.2 présente les hauteurs de localisation des détecteurs de pression par rapport à la base du réacteur.

La perte de charge dans le "riser" est mesurée à l'aide des détecteurs PRH et PRB. Ils sont reliés à un manomètre en U rempli de méthanol. La perte de charge dans le lit est mesurée par PAB et PABB qui sont reliés à un manomètre en U. Le méthanol est utilisé comme liquide de lecture afin d'augmenter la précision des mesures de la différence de hauteur du fluide entre les deux branches du manomètre.

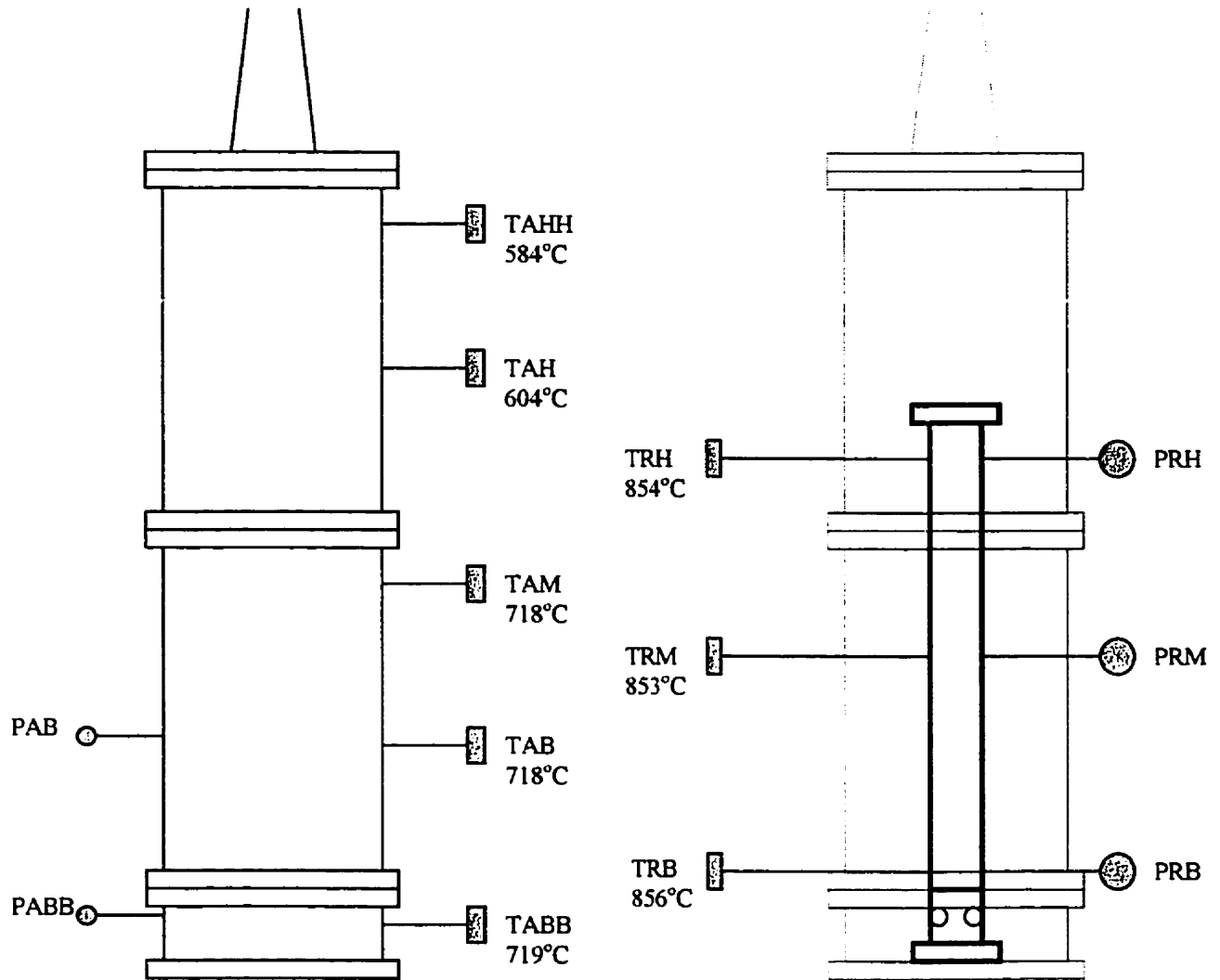


Figure 1.2 - Localisation des thermocouples et détecteurs de pression sur le LFCI et présentation des températures types de l'unité en cours d'opération.

Trois analyseurs de fumée sont branchés à la cheminée permettant d'évaluer les concentrations de  $O_2$ ,  $CO$ ,  $CO_2$ ,  $SO_2$  et  $NO_x$  en permanence dans les gaz de combustion. Les émissions sont mesurées à l'aide de cellules électrochimiques, sauf pour le  $CO_2$  qui est mesuré par un analyseur d'absorption des ondes infra-rouges. Des échantillons de solide recueillis à intervalle régulier à la sortie du réacteur et la sortie du cyclone permettent d'évaluer la conversion organique des boues.

Tableau 1.2 - Localisation des détecteurs de pression sur l'unité

Noms	Signification	Hauteur (m)
<b>"Riser"</b>		
PRB	Pression "Riser" Bas	0.18
PRM	Pression "Riser" Moyen	0.83
PRH	Pression "Riser" Haut	1.48
<b>Annulaire</b>		
PABB	Pression Annulaire Bas Bas	0.15
PAB	Pression Annulaire Bas	0.64

## 1.2 OPÉRATION ET HYDRODYNAMIQUE DE L'UNITÉ

Cette section présente l'hydrodynamique et les conditions généralement rencontrées dans l'unité en régime permanent.

La configuration actuelle de l'appareil permet de faire varier six facteurs:

- le débit d'air primaire
- le débit d'air secondaire
- le débit de gaz naturel
- le débit de déchets alimentés
- la hauteur du lit d'inerte
- le diamètre des trous de circulation à la base du riser

La manipulation de ces différents facteurs influence les paramètres dépendants de l'unité. Ces paramètres peuvent avoir un effet sur les performances de l'unité. Le tableau 1.3 présente les principales interactions entre les facteurs contrôlables et les paramètres dépendants.

Tableau 1.3 - Influences des facteurs contrôlables sur les paramètres dépendants

Paramètres contrôlables	influencent ...
Débit d'air primaire	La température présente dans le riser La température présente dans l'annulaire La température adiabatique de flamme La vitesse superficielle dans le riser L'excès d'air La concentration d'oxygène dans les gaz de combustion
Débit d'air secondaire	La température dans l'annulaire La température dans le riser Le taux de circulation solide dans le riser La vitesse superficielle dans l'annulaire La concentration d'oxygène dans l'annulaire
Débit de gaz naturel	La température dans le riser La température dans l'annulaire La température adiabatique de flamme L'excès d'air La concentration d'oxygène dans les gaz de combustion
Débit de boue alimentée	Le temps de séjour des particules dans l'unité La température dans le riser La température dans l'annulaire La concentration d'oxygène dans les gaz de combustion Le taux de circulation solide (si alimenté dans le riser)
Hauteur du lit d'inertes	Temps de séjour des particules dans l'unité

La hauteur du lit est variable mais seulement pour deux positions, soit 0.86m et 1.2m. La hauteur est déterminée par le choix de la sortie utilisée lors des opérations. Le diamètre des trous de circulation solide dans l'unité est constant pour toutes les expériences, il peut être varier facilement en changeant la bague amovible. Les diamètres de trou disponibles sont 0.5, 1.0, 1.5 et 2.0 cm.

L'appareil est utilisé pour le traitement thermique des déchets solides sous forme particulières. La température de traitement est déterminée par les conditions opératoires utilisées. La plupart des traitements se font à des températures du lit de sable de l'ordre de 800°C. Pour atteindre cette température, l'unité est chauffée pendant 24 heures après l'avoir remplie de sable. Cette opération est réalisée en deux étapes, la première consiste au démarrage de l'unité à vide. Lorsque l'opération est stable, environ une dizaines de

minutes après l'allumage, l'air primaire et le gaz sont augmentés par échelon afin de régler les conditions nécessaires pour obtenir la température désirée. Lorsque ces conditions sont stables, le sable frais est alimenté afin de construire le lit dans l'annulaire, cette opération dure de 3 à 4 heures. Lorsque la quantité de sable nécessaire pour la hauteur de lit désirée est alimenté, le potentiomètre est arrêté et le réacteur est chauffé. Le sable se réchauffe par la circulation interne. Le régime permanent en température est obtenu près de 24 heures après le démarrage de l'unité. Le tableau 1.4 présente les températures obtenues selon les conditions opératoires après le chauffage du réacteur.

Tableau 1.4 - Température moyenne dans le réacteur après 24 heures de chauffe

Débit d'air primaire	Débit de gaz naturel	Débit d'air secondaire	Température moyenne dans le "riser"	Température moyenne dans l'annulaire	Température moyenne dans la zone de désengagement
Nm <sup>3</sup> /h	Nm <sup>3</sup> /h	Nm <sup>3</sup> /h	°C	°C	°C
29	2.1	0	1000	800	650
29	1.9	1.5	850	700	600
32	2.4	0	1100	850	680

La combinaison air primaire et gaz naturel a une influence sur les températures générées dans le réacteur. L'ajout d'air secondaire réduit sensiblement les températures présentes dans l'unité puisqu'il est alimenté à 25°C, ce qui a pour effet de baisser la température du sable dans le bas du lit et réduit la température moyenne du réacteur. Des limites physiques contraignent les valeurs des débits utilisables. Au delà de 2.0 Nm<sup>3</sup>/h d'air secondaire, la flamme du brûleur est perturbée et s'étouffe. Deux raisons peuvent expliquer ce phénomène, soit la quantité de sable poussée par l'air secondaire est trop grande et la flamme s'étouffe par manque d'oxygène ou bien la vitesse de l'air annulaire est trop importante et souffle la flamme. Le rapport air primaire-gaz naturel doit être réglé afin que la température dans le bas du riser (TRB) soit inférieure à 1250-1300°C. Au delà de cette température, l'acier qui forme la bague et le riser commence à ramollir, ce qui réduit la durée de vie des composantes de l'unité.

### 1.2.1 Le “riser”

L'hydrodynamique à l'intérieur du “riser” est à la limite entre le transport pneumatique et la fluidisation rapide. Les vitesses qui règnent à l'intérieur du “riser” sont fonctions de la température d'opération. Ainsi, pour un débit d'air primaire de  $42.3 \text{ Nm}^3/\text{h}$ , la vitesse est de  $2.46 \text{ m/s}$  à  $25^\circ\text{C}$  et de  $10.5 \text{ m/s}$  à  $1000^\circ\text{C}$ . La circulation solide à l'intérieur du “riser” est induite par la grosseur des trous à la base du “riser” et le débit d'air secondaire. Cependant, la concentration de solide dans le “riser” est toujours faible, de l'ordre de  $0.5 \%$  volumique. La perte de charge dans le “riser” est produite par le gaz voyageant à haute vitesse, la friction des particules sur les parois du tuyau et entre elles et le poids total des particules. Lors de l'opération de l'unité, la perte de charge est grandement influencée par l'air secondaire. Cette hausse est produite principalement par la quantité supplémentaire de particules se retrouvant dans le “riser”. Par exemple, pour une même valeur d'air primaire et de gaz, la perte de charge dans le “riser” passe de  $93 \text{ Pa/m}$  pour un débit nul d'air secondaire à  $1700 \text{ Pa/m}$  pour un débit de  $2.0 \text{ Nm}^3/\text{h}$ .

La température à l'intérieur du “riser” est élevée car la flamme de la combustion du gaz naturel et de l'air primaire se produit directement à sa base, juste sous les trous de circulation. Lors de l'opération normale, la température oscille entre  $850^\circ\text{C}$  et  $1100^\circ\text{C}$  selon le rapport de air-gaz naturel. Il existe un faible gradient de température le long de l'axe du “riser” de l'ordre de  $10$  à  $40^\circ\text{C}$  selon les conditions opératoires. Ce gradient disparaît lorsque l'air secondaire est alimenté. Lors de l'incinération de déchet, le temps de séjour des particules et des gaz est un facteur important qui influence le taux de conversion organique et les émissions atmosphériques. Dans le “riser”, le temps de séjour des gaz est estimé par la vitesse superficielle des gaz dans le “riser” et est de l'ordre de  $0.1$ - $0.2 \text{ s}$ . Pour les particules, le temps de séjour est évalué par le taux de circulation solide et est de l'ordre de  $0.1$  à  $0.3 \text{ s}$ .

### 1.2.2 L'annulaire

L'annulaire en opération est rempli de sable qui forme un lit mobile. Les particules descendent lentement par gravité au travers les trous à la base du "riser". Le débit d'air secondaire est utilisé pour simuler le comportement d'une valve en "L" et augmente le taux de circulation solide dans l'unité. Théoriquement, le débit d'air secondaire est alimenté de manière à ne pas permettre la percolation du gaz à contre courant dans le lit mobile. Cependant, certaines conditions opératoires distribuent le courant gazeux dont une partie dévie dans l'annulaire et l'autre continue son écoulement normal dans le riser. Une étude approfondie de la dérivation gazeuse est présentée au chapitre 2 de ce document.

La température dans le lit de sable après le chauffage de l'unité est constante sur toute sa hauteur. Il existe un gradient de température entre le lit et la zone de désengagement qui est causée par la différence de nature des deux zones en présence (figure 1.2). La vitesse de descente des particules est contrôlée par le débit d'air secondaire qui influence le taux de circulation solide. La vitesse de descente des particules est d'environ  $9 \times 10^{-4}$  m/s pour un taux de circulation de  $26 \text{ kg/m}^2$  et augmente à  $4.0 \times 10^{-3}$  m/s pour un taux de circulation solide de  $110 \text{ kg/m}^2$ . La perte de charge dans le lit varie avec le débit d'air secondaire, ce qui confirme l'hypothèse de la présence d'un écoulement d'air interstitiel dans le lit de sable. Cette perte de charge varie de 86 Pa/m pour un débit d'air secondaire nul à 2590 Pa/m pour un débit d'air secondaire de  $1.5 \text{ Nm}^3/\text{h}$ . Dans l'annulaire, les particules séjournent de 36 minutes à 9 minutes dépendamment du taux de circulation solide. Les gaz séjournent eux de 26 à 40 secondes en fonction du débit d'air secondaire.

## 1.3 CARACTÉRISTIQUES DU LFCI

Le LFCI présente certaines caractéristiques qui font de l'appareil une nouvelle technologie intéressante pour le traitement thermique des déchets solides.

- Le contact direct entre la flamme produite par la combustion du gaz naturel et les particules de déchets permet un traitement rapide et efficace à haute température. La température de flamme adiabatique est de l'ordre de 2500°C pour le mélange gaz naturel-air.
- Le volume de réaction est restreint à une petite partie de l'unité dans le bas du "riser". Ce faible volume réduit grandement la quantité d'énergie nécessaire au traitement thermique et augmente l'efficacité énergétique de l'unité. Ces conditions réduisent le volume total de l'appareil ce qui abaisse la quantité d'énergie nécessaire pour le démarrer.
- L'hydrodynamique rapide et turbulente qui règne à l'intérieur du "riser" favorise la combustion rapide du gaz naturel et des déchets.
- L'inertie thermique du lit de sable attribue à l'unité des possibilités de pré-séchage des déchets humides dans la zone annulaire. La possibilité de combiner le séchage et la combustion de déchets humides dans une seule unité est envisageable.
- Le contrôle du temps de séjour des particules de déchets à l'intérieur de l'unité est flexible. Trois paramètres permettent ce contrôle soit le taux de circulation de solide, le débit de solide alimenté et retiré de l'unité et la hauteur du lit. Cependant, le taux de circulation solide est un paramètre dépendant des conditions opératoires de l'unité ce qui le rend plus difficile à contrôler.

#### **1.4 ÉTUDES RÉALISÉES SUR LE LFCI ET PRÉSENTATION DES TRAVAUX EFFECTUÉS**

Les résultats et analyses contenus dans le présent document représentent la suite logique des travaux qui ont mené à la conception et l'évaluation des performances du LFCI. Après le développement et l'installation de l'unité, les premiers tests sur les sables de fonderies ont été réalisés. Le LFCI fut développé pour la valorisation et le recyclage des sables de fonderie. Ils sont utilisés dans la confection des moules pour le coulage des pièces métalliques. Pour construire les moules, le sable est lié par différents types de



composés chimiques. Certains liants organiques possèdent un potentiel d'incinération, et le sable traité peut être réutilisé par les fonderies si il répond aux normes de l'industrie. Les résultats obtenus lors de la valorisation de ces déchets sont intéressants et surtout prouve l'efficacité de l'unité pour le recyclage de ce type de déchets. La conversion moyenne des sables de fonderie s'étendant sur une plage de 83% à 90% est suffisante aux yeux de l'industrie métallurgique. De plus, le diamètre des particules récupérées est optimal, qui permet de réutiliser le sable pour en faire de nouveaux moules. Les résultats et analyses de ces tests sont présentés dans le mémoire de maîtrise de René-Jean Lavallée [Lavallée, 1996] et de la thèse de doctorat de Samy Lukanda Mukadi [Mukadi, 1998].

Le développement d'un modèle reliant les conditions opératoires aux performances de l'unité est la seconde étape réalisée autour du LFCI. Le modèle se divise en trois parties. La première, modélise les différentes zones de l'unité, soient le riser, l'annulaire et la zone de désengagement. Le "riser" est simulé par un pseudo réacteur piston dont le modèle proposé est du type coeur-anneau. L'annulaire est simulé comme un réacteur piston à l'intérieur duquel la vitesse de descente des particules est fonction du taux de circulation des solides. La zone de désengagement est simulée comme un réacteur parfaitement mélangé contenant seulement des gaz puisque par hypothèse tous les solides sont séparés des gaz par la fontaine. Les bilans de masses, d'énergie et de quantité de mouvement sont reliés pour simuler les conditions de températures, d'hydrodynamique et de conversion des solides à l'intérieur de l'unité. La deuxième partie améliore le modèle par l'ajout de la simulation des émissions atmosphériques générées par la combustion des déchets solides. Certaines hypothèses réduisent la complexité du modèle. La troisième partie du modèle esquisse les paramètres importants de la mise à l'échelle afin de construire correctement un LFCI de nature industriel. Les paramètres importants sont le taux de circulation solide, la vitesse superficielle dans le riser, le débit de déchet, le diamètre du riser, la température dans le lit de sable et les propriétés des déchets traités. Le paramètre critique lors de la mise à l'échelle est  $G_s A_r / W_{feed}$  qui est le quotient du taux

de circulation solide multiplié par la section du “riser” par l’alimentation des déchets solides. Le modèle et les différents résultats sont présentés dans la thèse de doctorat de Samy Lukanda Mukadi [ Mukadi, 1998].

La suite de l’étude du LFCI se poursuit sur deux niveaux. Le premier niveau consiste à augmenter la flexibilité de l’unité par l’incinération de déchets aux propriétés différentes. Le second niveau est plus fondamental qui consiste en la complétion de la caractérisation de l’hydrodynamique de l’unité. Ces paramètres sont la dérivation gazeuse qui est une partie du débit d’air secondaire qui remonte dans l’annulaire au lieu de poursuivre son écoulement dans le “riser” et le taux de circulation solide dont la valeur est supposée lors de l’utilisation du modèle mathématique.

Les boues de désencrage sont choisies comme nouveau déchet traité. Ces boues sont générées en grande quantité par les nombreux ateliers de désencrage québécois. Elles possèdent un haut contenu en inorganique dont le potentiel de récupération est important. Le traitement thermique permet, en plus de réduire le volume de déchet à traiter, de recueillir facilement ces inertes dans les cendres produites par différents types d’appareil. Ces inertes sont les glaises et oxydes utilisés par l’industrie papetière pour augmenter les propriétés du papier comme la brillance ou l’opacité.

Les travaux de ce document présentent l’étude de deux aspects distincts qui permettent de poursuivre la caractérisation du LFCI. Le premier aspect, plus fondamental est l’étude de la dérivation gazeuse. Cette partie du travail continue les travaux entrepris par Mukadi quant au développement d’un modèle mathématique prédisant les performances de l’unité. La dérivation gazeuse est un paramètre qui influence les conditions présentes dans l’unité. Les tests sur ce paramètre sont faits en collaboration avec un étudiant post-doctoral qui lui s’occupe des l’analyses et du développement d’un modèle simple qui relie le taux de circulation solide aux conditions opératoires (température, débits d’air primaire et secondaire et débit de déchet alimenté). Les analyses et mesures de la dérivation gazeuse sont présentées au chapitre 2.

Le deuxième aspect, plus technique et environnemental poursuit les travaux entrepris par René-Jean Lavallée quant à l'incinération de différents types de déchets dans l'unité afin d'en augmenter la flexibilité. L'incinération des boues de désencrage dans le LFCI est évaluée au chapitre 4 du présent document.

## CHAPITRE 2

### MESURE DE LA DÉRIVATION GAZEUSE DANS LE LFCI

Dans le modèle mathématique du LFCI [Mukadi, 1993], le facteur qui a le plus d'influence sur les performances environnementales et la conversion organique des déchets est le taux de circulation solide (Gs). Dans le LFCI, l'air secondaire alimenté à la base du lit de sable simule le comportement d'une valve en "L". Les valves en "L" sont utilisées dans les LFC pour recirculer les particules récupérées des gaz de combustion par le cyclone [Grace et al., 1997]. En plus, l'augmentation du débit d'air secondaire augmente également le taux de circulation solide dans l'unité donc améliore les performances du réacteur. Le modèle développé considère le Gs connu et détermine les performances de l'unité, mais le Gs est fonction des conditions opératoires (air primaire et secondaire, température de l'unité) et doit être calculé par le modèle pour estimer correctement les performances de l'unité.

L'écoulement habituel de l'aération dans une valve en "L" conduit l'air d'aération en entier dans le riser. Cependant, certaines conditions comme des particules de fort diamètre ou un faible débit des particules induisent une dérivation d'une quantité plus ou moins importante de l'air d'aération à contre courant des particules qui descendent [Grace et al., 1997]. Des expériences réalisées, sur une unité similaire par l'équipe de Milne [Milne et al., 1994], ont démontré la présence d'une dérivation gazeuse de l'air d'aération. La présence de dérivation gazeuse peut avoir une influence sur le taux de circulation de solide dans l'unité.

Les calculs de la dérivation gazeuse ainsi que du Gs sont réalisés afin de consolider le modèle mathématique du LFCI et de finaliser l'étude hydrodynamique de l'appareil. Dans les prochaines pages, le calcul et l'analyse de la dérivation gazeuse sont présentées. Ces tests ont été effectués en collaboration avec un étudiant post-doctoral qui lui, a analysé le taux de circulation solide en tenant compte des résultats obtenus sur la dérivation gazeuse.

## 2.1 MÉTHODES DE MESURE DE LA DÉRIVATION GAZEUSE.

Avant de commencer la description des différentes méthodes de mesure et des résultats obtenus, il est important de bien définir la dérivation gazeuse. Il existe deux genres de dérivation gazeuse, la première se produit lorsque le débit d'air secondaire est nul. Dans ce cas une certaine quantité de l'air primaire et de gaz de combustion dévie dans l'annulaire. La présence d'écoulement de gaz dans l'annulaire est prouvée par la mesure de la perte de charge ainsi que le tracage radioactif. La circulation solide des particules est évidente par la perte de charge mesurée par les détecteurs du "riser". Cette perte de charge est supérieure à celle mesurée lorsque le lit est vide et que seuls les gaz s'écoulent dans le "riser". La valeur de cette dérivation gazeuse est inférieure à 0.5% du débit présent dans le "riser".

La deuxième dérivation gazeuse étudiée dans les prochaines pages, est la dérivation de l'air secondaire qui s'écoule dans l'annulaire plutôt que de passer entièrement dans le riser. La définition suivante est utilisée pour calculer la dérivation gazeuse de l'annulaire vers le "riser".

$$Dga = Qa_0 / Q_{tot}$$

où  $Qa_0$  : le débit volumique de gaz qui s'écoule dans l'annulaire.

$Q_{tot}$  : le débit d'air secondaire alimenté dans l'annulaire.

Cette définition représente le pourcentage du débit total qui dévie dans l'annulaire au lieu de poursuivre son écoulement dans le "riser".

Trois méthodes différentes sont évaluées afin de calculer la dérivation gazeuse:

1. L'équation d'Ergun dans un lit fixe.
2. L'équation d'Ergun en tenant compte de la vitesse de glissement dans un lit descendant (downcomer).
3. Par tracage radioactif d'un gaz irradié.

Ces trois méthodes permettent d'évaluer la vitesse superficielle ( $U_0$ ) dans l'annulaire. Une fois transformée en débit superficiel ( $Q_{a0}$ ), la vitesse superficielle est comparée au débit total alimenté dans l'annulaire ce qui permet d'évaluer la dérivation gazeuse. La figure 2.1 présente un schéma des différents débits utilisés pour calculer la dérivation gazeuse.

Le débit superficiel ( $Q_{a0}$ ) est calculé par l'expression (2.1) et est déterminé à partir de la vitesse superficielle dans l'annulaire corrigée à la température du lit. Comme indiqué au chapitre 1, la température du lit demeure constante sur toute sa hauteur. Par hypothèse, la température des gaz interstitiels et des particules est égale et constante donc la vitesse des gaz est considérée constante dans tout le lit.

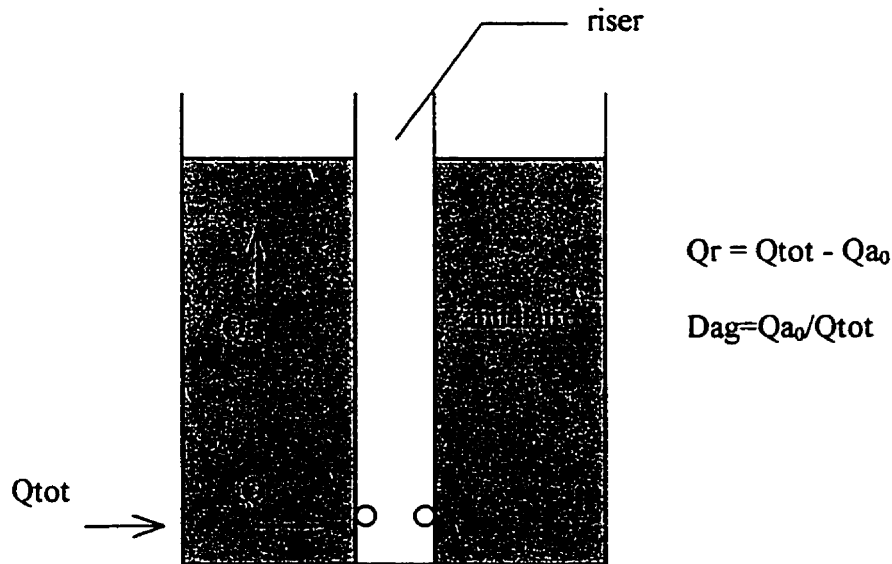


Figure 2.1- Phénomène de dérivation gazeuse dans l'annulaire.

Connaissant la valeur du débit d'air alimenté dans l'annulaire ( $Q_{a0}$ ) la dérivation gazeuse ( $D_{ag}$ ) est déterminée selon l'expression (2.2).

$$Q_{a0} = U_0 S_a \frac{298}{(T + 273)} \quad (2.1)$$

$$D_{ag} = \frac{Q_{a0}}{Q_{tot}} \times 100 \quad (2.2)$$

Selon l'expression 2.2, la dérivation gazeuse est exprimée en pourcentage du débit total alimenté dans l'annulaire. La correction du débit à la température ambiante (25°C) permet de prendre directement la valeur du débit d'air secondaire lue sur l'ordinateur d'acquisition des données. Afin de faciliter les calculs subséquents sur l'unité, la dérivation gazeuse est modifiée selon l'expression 2.3.

$$Drg = 100 - Dag \quad (2.3)$$

Dans l'expression précédente, Drg représente le pourcentage de l'air secondaire qui s'écoule dans le riser. Tous les résultats présentés dans les pages suivantes sont donnés en fonction du Drg qui représente l'écoulement habituel ou normal de l'air secondaire alimenté pour simuler les valves en "L" dans le LFCI.

### 2.1.1 L'équation d'Ergun dans un lit fixe.

Cette équation permet d'évaluer la perte de charge causée par l'écoulement d'un fluide au travers un lit fixe de particules. Étant donné les faibles vitesses d'écoulement du sable dans l'annulaire il est possible de considérer l'annulaire comme un lit fixe. L'équation d'Ergun est donnée par l'expression 2.4.

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150 \mu U_0 (1 - \epsilon)^2}{(\phi d_p)^2 \epsilon^3} + \frac{1.75 \rho_g U_0^2 (1 - \epsilon)}{\phi d_p \epsilon^3} \quad (2.4)$$

Cette expression décrit la perte de charge en fonction de la hauteur du lit au travers duquel le fluide s'écoule. Il est possible d'isoler la vitesse superficielle dans l'équation

(2.4) si la porosité, la sphéricité et la perte de charge dans le lit sont connues. À l'aide de cette vitesse il est possible d'évaluer le débit qui s'écoule dans l'annulaire et de le comparer au débit total d'air secondaire alimenté.

### 2.1.2 L'équation d'Ergun tenant compte de la vitesse de glissement

En supposant que l'hypothèse du lit fixe dans l'annulaire n'est pas valide, il est possible de modifier l'équation d'Ergun en tenant compte de la vitesse de glissement dans le lit mobile à contre-courant. La vitesse de glissement est la différence entre la vitesse des gaz qui montent au travers du lit de particules et la vitesse des particules qui descendent. L'expression de la vitesse de glissement est donnée par l'équation (2.5).

$$U_{gl} = \frac{1}{S_s} \left[ \frac{Q_{s0}}{\varepsilon} - \frac{W_s}{\rho_s(1-\varepsilon)} \right] = \frac{U_0}{\varepsilon} - U_s \quad (2.5)$$

L'expression (2.5) est donnée en fonction des débits solide et gazeux et en fonction des vitesses réelles dans le lit. Pour utiliser correctement cette expression il faut déterminer les signes algébriques des vitesses. Ainsi, la vitesse des solides  $U_s$  est considérée négative puisque les particules descendent dans l'annulaire tandis que la vitesse du gaz est positive.

En tenant compte de la vitesse de glissement au lieu de la vitesse superficielle dans l'annulaire, l'équation d'Ergun doit être légèrement modifiée et est donnée par l'équation (2.6).

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150\mu U_{gl}}{(\phi d_p)^2} \left( \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon} \right)^2 + \frac{1.75\rho_g U_{gl}}{(\phi d_p)} \left( \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon} \right) \quad (2.6)$$



Comme pour le cas précédent, il est possible d'obtenir avec quelques manipulations algébriques mineures la vitesse superficielle dans l'annulaire et de la comparer au débit total d'air secondaire alimenté. Cette expression s'applique seulement si la perte de charge causée par l'écoulement du fluide dans l'annulaire est connue.

### 2.1.3 Le tracage radioactif

Cette méthode permet de suivre à l'aide de détecteurs l'écoulement d'un gaz irradié dans l'annulaire. Pour le besoin des expériences réalisées, de l'argon radioactif possédant une demi-vie de 1.8 heures est utilisé. Un volume de 5 cm<sup>3</sup> est injecté dans le train de gaz de l'air secondaire de manière à créer une impulsion lors de la pénétration du gaz dans l'unité. La vitesse superficielle est déterminée en calculant la vitesse réelle du gaz à l'aide du temps d'occurrence des pics ou temps modal ( $t_{\text{mod}}$ ). La vitesse superficielle dans l'annulaire est déterminée par l'expression (2.7).

$$U_0 = V_g \varepsilon \quad (2.7)$$

La vitesse réelle des gaz ( $V_g$ ) est évaluée en divisant la distance centre à centre des détecteurs par le temps nécessaire pour passer d'un détecteur à l'autre (temps modal). Connaissant la vitesse superficielle dans l'annulaire il est facile de déterminer la dérivation gazeuse.

### 2.1.4 Configuration de l'appareillage.

Pour évaluer la vitesse superficielle à l'aide des équations d'Ergun il faut obtenir la perte de charge du gaz en fonction de la hauteur du lit. Deux détecteurs de pression reliés à un manomètre en U permettent d'évaluer la perte de charge dans le lit de sable. Deux autres détecteurs reliés à un autre manomètre permettent d'effectuer la même mesure dans le "riser". La distance entre les deux détecteurs de l'annulaire est de 0.47m centre-à-centre.

Les détecteurs du “riser” eux sont séparés de 1.3 m. Afin d’augmenter la précision des mesures de pertes de charge, du méthanol coloré est utilisé comme fluide de mesure.

Les détecteurs de radioactivité, sont au nombre de trois. Deux sont situés le long de la paroi à une distance de 0.52m centre à centre et le troisième est localisé sur la paroi de la cheminée après le cyclone. La figure 2.2 présente la configuration des détecteurs placés sur le LFCI.

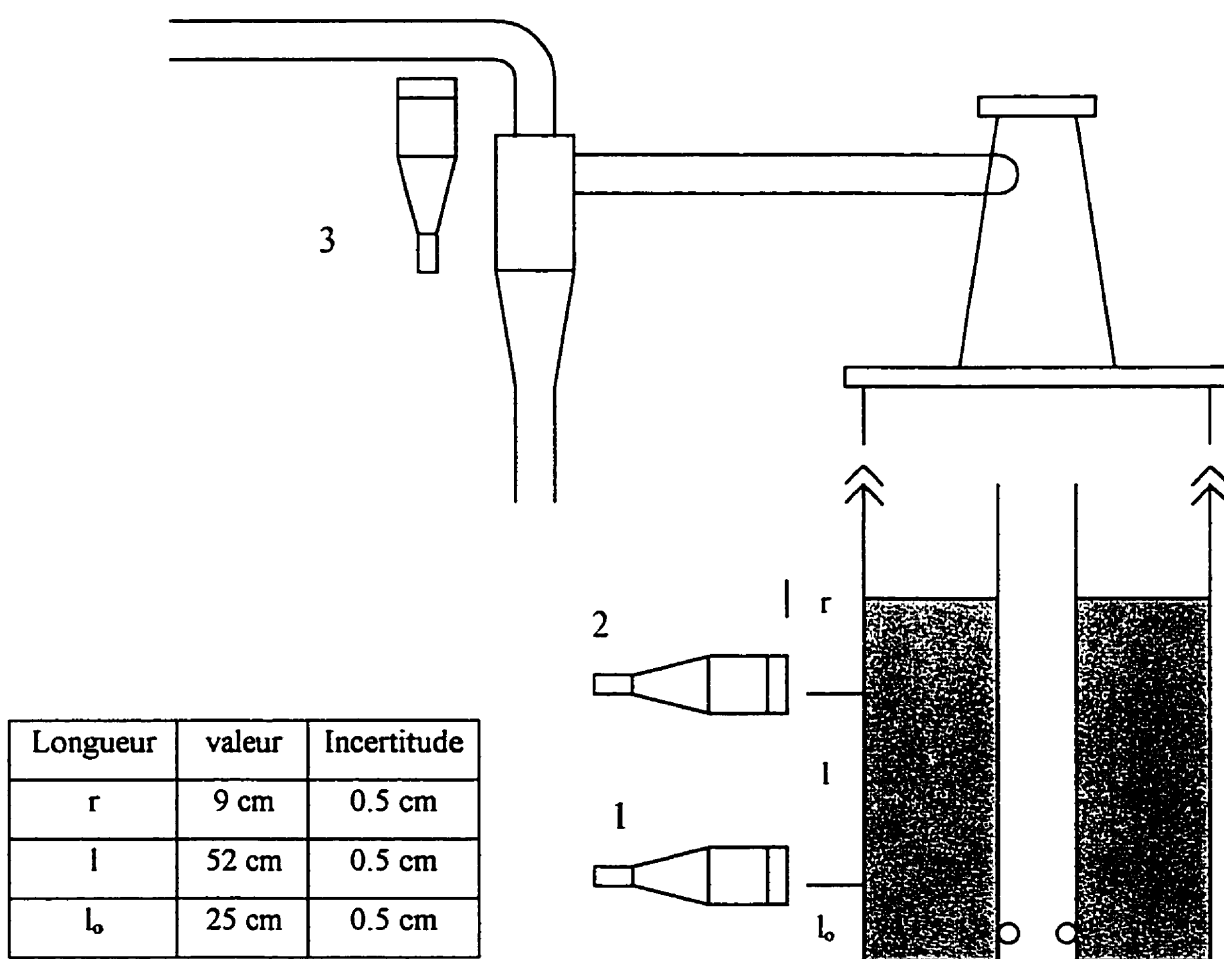


Figure 2.2 - Localisation des détecteurs radioactifs (dessin pas à l'échelle).

La présence du troisième détecteur est expliquée dans le paragraphe portant sur les observations de la technique de tracage de radioactif.

### **2.1.5 Observations sur le tracage radioactif.**

Lorsque le tracage radioactif est utilisé comme méthode d'analyse de l'hydrodynamique d'un réacteur, il est important de déterminer si il est applicable. Un détecteur de radioactivité, comme ceux utilisés, est virtuellement situé au centre d'une sphère et les émissions radioactives sont détectées selon les rayons de la sphère. Plus la localisation de la source radioactive est loin sur le rayon de la sphère plus le signal est ténu. Les signaux sont aussi absorbés par la matière, le taux d'absorption dépend principalement de la densité du matériau. Une source se trouvant à un mètre du détecteur renvoie un signal plus faible si le détecteur se trouve derrière un mur de briques plutôt que dans l'air ambiant. Les détecteurs sont encastrés dans une boîte formée de briques de plomb afin d'annuler les effets de la sphère de détection. Ainsi, la fenêtre de détection se réduit à un volume de vision qui possède une surface égale à l'ouverture de la boîte. Des tests préliminaires avec une source radioactive ont permis d'établir que les détecteurs captent le signal provenant d'une source d'argon radioactif localisée derrière le réacteur.

Cependant, si les détecteurs captent le signal au travers du réacteur en entier, il sera impossible de différencier le signal provenant du "riser" ou de l'annulaire. Un détecteur additionne toutes les émissions se retrouvant dans sa fenêtre de détection indépendamment de la provenance du signal. Au premier abord, cette technique de mesure pour estimer la dérivation gazeuse serait inefficace puisqu'il serait impossible de séparer le signal provenant du "riser" et de l'annulaire. La mesure du temps de séjour du gaz dans le "riser" et dans l'annulaire permet de justifier l'utilisation du tracage radioactif. Les deux zones du réacteur ayant une hydrodynamique différente, le gaz possède un temps de séjour dans le "riser" presque 100 fois plus faible que son temps de séjour dans l'annulaire. Le temps de séjour du gaz dans le "riser" étant très court (0.1 - 0.5 s.), les

détecteurs ne peuvent capter son signal radioactif. Certains pourraient penser qu'en réduisant le temps d'acquisition des comptes radioactifs, il serait possible de détecter le signal du "riser". Mais la réduction du temps d'acquisition des données, réduit aussi l'intensité de la radioactivité détectée, puisqu'un détecteur compte les émissions beta et gamma pendant l'intervalle d'acquisition. Si la fréquence d'acquisition est trop élevée, le signal se perd dans le bruit de fond radioactif. Des tests d'injection d'argon radioactif directement dans le "riser" ont permis de vérifier cette affirmation. La figure 2.3 donne le signal radioactif des détecteurs 1, 2 et 3 lors de l'injection d'argon dans le "riser".

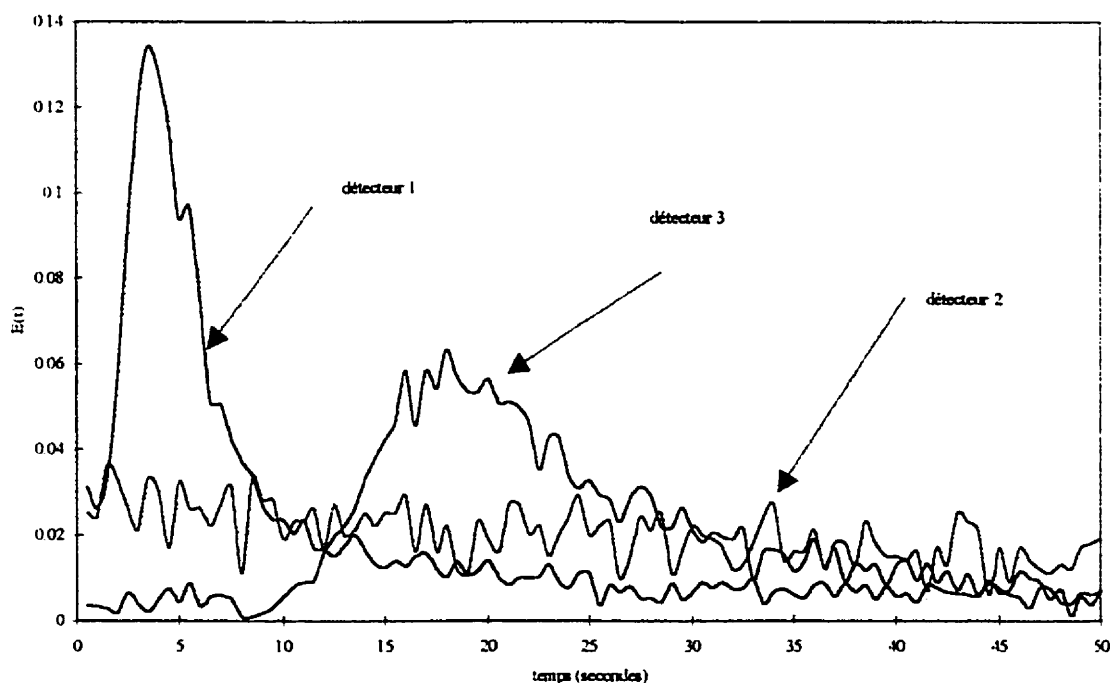


Figure 2.3 - Signaux radioactifs lors de l'injection de l'argon radioactif dans le "riser".

Pour injecter le traceur directement dans le "riser", un tuyau servant de support au détecteur de pression est utilisé. Le pic mesuré par le détecteur 1 représente l'écoulement du traceur dans le tuyau d'injection. Le gaz voyage tellement rapidement dans le "riser" que le détecteur 2 ne capte rien, le signal se perd dans le signal du bruit de

fond de radioactivité. Le détecteur 3 capte le gaz injecté ce qui permet d'estimer le temps de séjour des gaz dans l'unité entière si ils voyagent à partir du "riser". La figure 2.3 permet d'affirmer que les signaux qui sont détectés lors de l'injection du traceur dans l'annulaire par les détecteur 1 et 2 sont les signaux des gaz qui circulent seulement dans l'annulaire.

Lors de l'injection d'argon irradié dans l'annulaire, les courbes de Distribution de Temps de Séjour (DTS) obtenues présentent sensiblement la même forme quelles que soient les conditions opératoires. La figure 2.4 présente les courbes caractéristiques obtenues lors du tracage radioactif dans l'annulaire

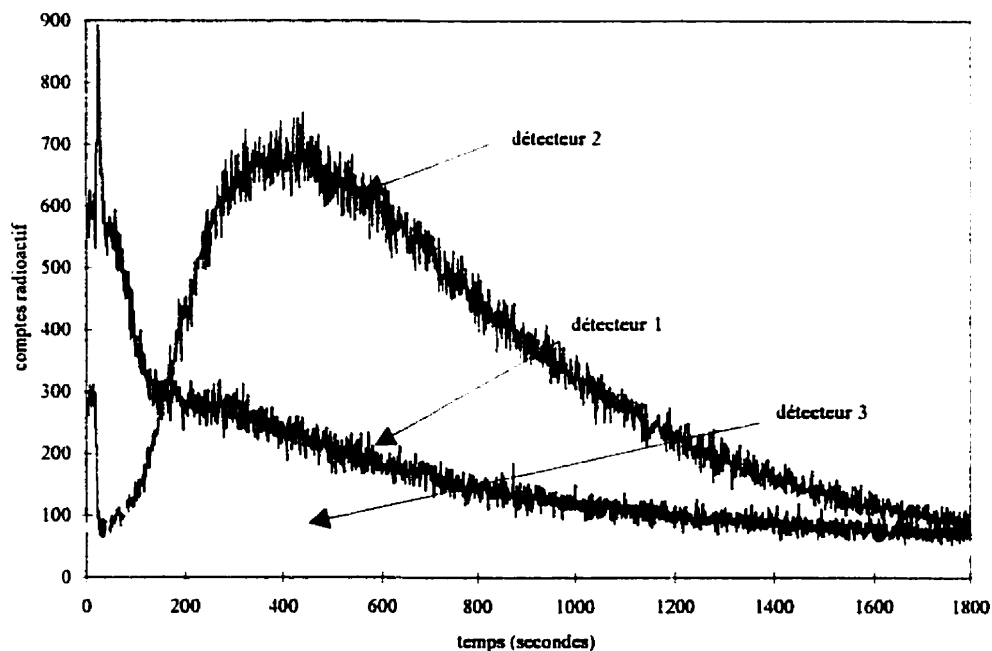


Figure 2.4 - Signaux caractéristiques des trois détecteurs lors de l'injection de l'argon dans l'annulaire

La figure 2.4 représente les courbes des données brutes obtenues, habituellement pour les analyser, il est nécessaire de normaliser les courbes. L'équation 2.8 définit l'expression de la normalisation des courbes de DTS.

$$E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{\infty} C(t)dt} \quad (2.8)$$

Pour le tracage radioactif, la concentration du traceur injecté ( $C(t)$ ) est représentée par les comptes radioactifs des émissions en fonction du temps. L'intégrale au dénominateur de l'expression 2.8 représente l'aire sous la courbe de  $C(t)$ . Il existe plusieurs méthodes d'analyse des signaux obtenus afin d'en retirer l'information désirée. Les méthodes testées sont les suivantes:

- Calibration des signaux avec et sans circulation solide
- Utilisation du signal du détecteur 3
- Utilisation des moments des courbes normalisées
- Utilisation du temps modal des pics

La calibration des signaux consiste à obtenir les courbes des détecteurs 1 et 2 lorsque le gaz peut circuler par les trous du "riser" et les comparer à la calibration des signaux lorsque les trous sont bouchés. Pour effectuer ces expériences, la bague à la base du "riser" est remplacée par une bague sans trou. Les résultats obtenus sont très variables car ils sont influencés par l'inconstance de la puissance des échantillons radioactifs irradiés dans le réacteur nucléaire

Étant donné la différence du temps séjour des gaz dans le "riser" et dans l'annulaire, un signal du type présenté à la figure 2.5 peut être obtenu par le détecteur 3.

Par cette technique, l'aire sous le pic 2 peut être comparée à l'aire unitaire pour évaluer le pourcentage du gaz qui dévie dans l'annulaire. Cependant pour tous les tests effectués, jamais la courbe type présentée à la figure 2.5 ne fut obtenue. La dispersion des gaz à

l'intérieur de l'unité ne permet pas de capter de signal au détecteur 3 lorsque l'injection a lieu dans l'annulaire.

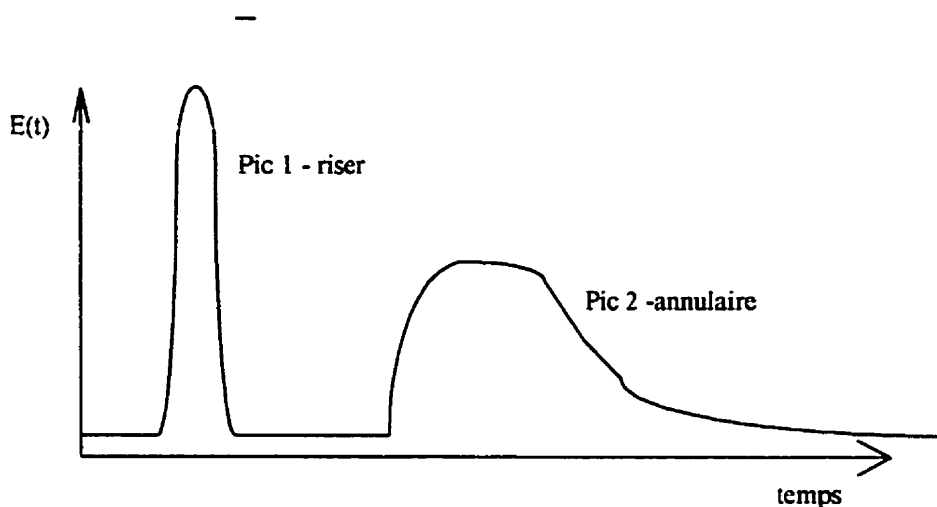


Figure 2.5 - Courbe type pouvant être obtenue par le détecteur 3

La troisième méthode consiste à mesurer le temps moyen des courbes selon l'expression (2.9).

$$t_m = \int_0^{\infty} tE(t)dt \quad (2.9)$$

Connaissant le temps moyen des courbes des détecteurs 1 et 2, la différence de temps entre les deux valeurs permet d'évaluer la vitesse réelle des gaz dans l'annulaire. Cependant, un problème technique est survenu lors de l'utilisation de cette méthode. L'aire sous la courbe du signal du détecteur 2 (voir figure 2.4) est beaucoup plus importante que celle sous la courbe du détecteur 1. La différence est de l'ordre de 10 fois supérieur. Ce comportement, d'après le type d'écoulement, est impossible puisque qu'il laisse entendre que le détecteur 2 capte une plus grande quantité d'émissions radioactives. Donc, même si la configuration extérieure des deux détecteurs est identique (distance du réacteur, distance dans la boîte, fenêtre de visualisation), un élément intérieur est venu fausser les résultats, rendant le signal du détecteur 2 plus important que celui du

détecteur 1. Une fissure, ou le fait que le deuxième détecteur se retrouve à la jonction des deux cylindres du réacteur peuvent avoir modifier la quantité d'émissions qui traversent la paroi du réacteur. Ce qui rend l'utilisation de cette méthode impossible puisque la différence des temps moyens est toujours négative

La détermination du temps modal en mesurant le temps auquel le maximum de chacun des pics est atteint est utilisée pour évaluer la vitesse réelle des gaz dans l'annulaire.

## **2.2 PRÉSENTATION DES RÉSULTATS**

Dans cette partie les différentes étapes nécessaires à la réalisation des expériences sur la dérivation gazeuse sont présentées ainsi que les résultats pertinents. Les expériences sont réalisées dans un lit de sable de type silice de diamètre moyen de  $185\ \mu\text{m}$  et de densité de  $2600\ \text{kg/m}^3$ .

### **2.2.1 Détermination de la sphéricité du sable**

La sphéricité est un facteur de forme qui permet d'estimer la "ressemblance" entre une particule et une sphère. Ce facteur est important et est présent dans les deux équations d'Ergun utilisées pour estimer la valeur de la dérivation gazeuse. Plusieurs références [Kunii et Levenspiel, 1991; McCabe, Smith et Harriot, 1993; Perry et Green, 1997] proposent des valeurs de sphéricité ( $\phi$ ) pour du sable de type silice. Cependant, Kunii et Levenspiel optent pour la détermination expérimentale comme meilleure estimation de ce paramètre. La méthode consiste simplement à évaluer la vitesse minimale de fluidisation des particules en construisant une courbe de la perte de charge dans le lit de sable en fonction de la vitesse superficielle. La vitesse minimale de fluidisation ( $U_{mf}$ ) est déterminée graphiquement à l'intersection des deux droites formées par l'augmentation de la perte de charge avec la vitesse superficielle et la droite horizontale de perte de charge constante en régime fluidisé. En égalant le poids des particules du lit à l'équation d'Ergun pour un lit fixe et connaissant la porosité à fluidisation minimale, le seul



paramètre inconnu de cette égalité est la sphéricité. La porosité à fluidisation minimale est déterminée visuellement par le degré d'expansion du lit.

À l'aide de cette méthode, la sphéricité déterminée est de  $\phi = 0.818$ . Il faut noter, que la viscosité de l'air a une grande influence sur le calcul expérimental de la sphéricité.

### **2.2.2 L'effet de la porosité sur les résultats.**

La porosité est sans doute le facteur le plus important pour l'évaluation de la dérivation gazeuse, puisqu'il se retrouve dans les trois méthodes de calcul évaluées. Cette valeur est difficile à déterminer correctement et certains auteurs, [Formisani et al., 1998] ont évalué l'influence de la température sur la porosité des particules. La valeur de base, à 25°C est déterminée expérimentalement en utilisant les données recueillies pour l'estimation de la sphéricité. Connaissant la sphéricité, les mesures de perte de charge lors de l'augmentation de la vitesse superficielle sont mises en collaboration avec l'équation d'Ergun, afin de déterminer le seul paramètre inconnu soit la porosité. À l'aide de cette technique, la porosité à 25°C du lit de sable est de 0.415.

### **2.2.3 Résultats de la dérivation gazeuse**

La dérivation gazeuse peut être influencée par trois facteurs contrôlables sur le LFCI. Ces facteurs sont: la vitesse superficielle dans le "riser" qui est déterminée par le débit de gaz naturel et le débit d'air primaire, la vitesse superficielle dans l'annulaire qui est déterminée par le débit d'air annulaire et la température du lit. Pour évaluer l'influence des différents facteurs sur la dérivation gazeuse, une série d'expériences a été réalisée. Le tableau 2.1 présente les conditions opératoires testées afin d'évaluer l'influence des facteurs.

Les vitesses superficielles dans l'annulaire présentées dans le tableau 2.1 sont celles obtenues si tout le débit d'air secondaire alimenté s'écoule dans l'annulaire.

Tableau 2.1 - Conditions opératoires testées afin d'évaluer la dérivation gazeuse

Facteurs	Valeurs testées
Température du lit de sable	25°C, 400°C, 600°C et 800°C
Vitesse superficielle du "riser"	3m/s, 5m/s, 6m/s, 7m/s et 8 m/s
Vitesse superficielle de l'annulaire	0.0010, 0.0025, 0.0060, 0.0039 m/s

Les débits sont ajustés et corrigés selon la température afin que les différentes vitesses soient indépendantes de la température. La vitesse superficielle dans le "riser" de 3 m/s est seulement testée pour la température ambiante (25°C) car les limites physiques de l'unité ne permettent pas de produire des vitesses superficielles comparables à 5 m/s. Les différentes combinaisons de conditions opératoires permettent d'évaluer indépendamment l'effet des différents facteurs. La hauteur du lit de sable est constante et fixée à 1.2 mètres, cette configuration permet de retirer le surplus de sable par la deuxième sortie du réacteur. Le diamètre des trous de la bague est de 1.5 cm comme toutes les autres expériences.

Toutes les conditions opératoires considèrent un débit plus ou moins faible d'air secondaire alimenté dans l'annulaire. Cependant des tests ont été effectués afin de déterminer la dérivation gazeuse des gaz du "riser" vers l'annulaire. Les calculs ont montré une dérivation gazeuse inférieure à 0.5% du volume alimenté dans le "riser" lorsque le débit d'air secondaire est nul.

L'influence des facteurs est présentée sur les figures 2.6, 2.7 et 2.8. Les trois figures suivantes présentent les effets types de la température, de la vitesse superficielle dans l'annulaire et de la vitesse superficielle dans le "riser" sur l'écoulement normal de l'air secondaire (Drg) soit la quantité d'air secondaire qui pénètre dans le "riser". Elles ne présentent que les résultats obtenus à l'aide du tracage radioactif puisque l'équation d'Ergun pour un lit fixe et l'équation modifiée ne donnent pas des résultats très fiables car l'erreur expérimentale calculée est de près de 40% de l'écoulement normal vers le "riser".

Ces hautes valeurs d'erreur sont déterminées en considérant seulement l'incertitude sur la perte de charge, les débits, la distance entre les détecteurs de pression et de la porosité. Les figures présentent deux séries de points, la dérivation gazeuse calculée en supposant que la porosité du lit est constante et égale à la porosité du lit à température ambiante ( $\epsilon_0 = 0.415$ ). La seconde série de point tient compte de la variation de la température du lit et de l'effet qu'elle a sur la porosité du lit. [Formisani et al., 1998] ont démontré que la température a un effet sur la porosité indépendamment des conditions opératoires. La température a une influence sur les forces interparticulaires en plus de la variation des propriétés des gaz en fonction de la température. L'influence de la température sur la porosité est une relation linéaire donnée par:

$$\epsilon = \epsilon_0 + k(T - T_{\text{amb}})$$

$$\text{où} \quad k = 1.12 \times 10^{-4} \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}.$$

$$\epsilon_0 = \text{porosité du lit de sable à } 25^\circ\text{C}$$

$$\epsilon = \text{porosité du lit à température } T$$

La valeur de  $k$  est estimée à l'aide de la figure 2 de [Formisani et al., 1998] pour du sable de type silice ayant un diamètre moyen entre 125-200  $\mu\text{m}$ .

Les figures 2.6, 2.7 et 2.8 présentent seulement les effets à hautes températures puisque l'unité est opérée à ces températures. De plus, comme mentionné plus haut, les limites physiques de l'appareil ne permettent pas de développer des vitesses similaires à celles générées à haute température aux conditions ambiantes. Ainsi, les comparaisons possibles à haute température ne sont pas réalisables avec les résultats obtenus à température ambiante. L'erreur expérimentale présentée sur les figures est de 8% en moyenne calculée sur les valeurs individuelles en utilisant les valeurs d'incertitudes présentées dans le tableau 2.2. L'erreur expérimentale est suffisamment élevée pour que l'effet du changement de porosité avec la température ne soit pas perçu. Il est donc possible de dire que la porosité est constante selon la température. Ce fait est remarqué sur les figures 2.7 et 2.8.

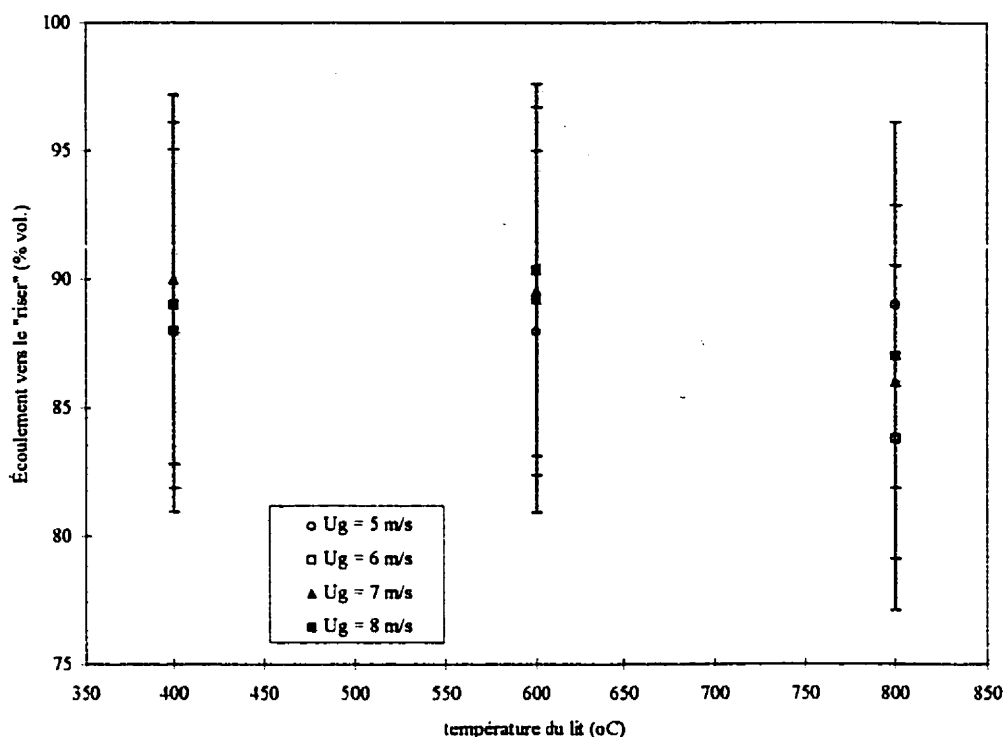


Figure 2.6 - Influence de la température du lit sur l'écoulement normal de l'air secondaire ( $U_{\text{sec}} = 0.006 \text{ m/s}$ )

Tableau 2.2 - Incertitudes utilisées pour estimer l'erreur expérimentale de l'écoulement vers le "riser".

Incertitudes	Valeurs
Distance entre les deux détecteurs	$\pm 0.005 \text{ m}$
Débit total d'air secondaire	5 %
Temps modal	4 %

D'après la figure 2.6, la température du lit de sable n'a pas d'influence sur la dérivation gazeuse. Cette conclusion s'applique aussi pour les figures 2.7 et 2.8. Le type de figure obtenu est similaire pour les autres conditions opératoires testées. Il semble que l'écoulement normal vers le riser ( $D_{rg}$ ) n'est pas influencé par les conditions opératoires de l'unité mais serait plutôt fonction de paramètres géométriques tels le diamètre des trous de circulation de solide ou la hauteur du lit de sable.

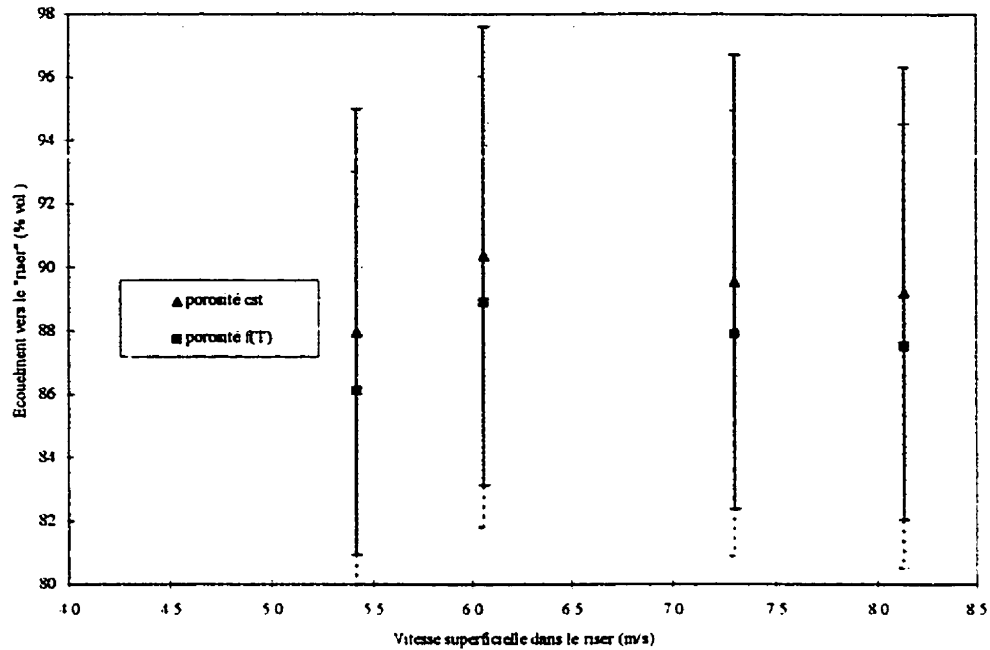


Figure 2.7 - Influence de la vitesse superficielle dans le "riser" sur l'écoulement normal de l'air secondaire ( $U_{\text{sec}} = 0.006 \text{ m/s}$  et  $T = 600^\circ\text{C}$ )

Donc l'écoulement vers le "riser" est constant quelles que soient les conditions opératoires et la valeur moyenne calculée sur toutes les conditions testées est de  $87\% \pm 1\% \text{ vol.}$  ce qui correspond à une déviation gazeuse de 13%. Il existe quelques variations des valeurs mais elles sont provoquées par l'erreur expérimentale.

[Milne et al., 1994] ont obtenu le même genre de résultat dans un lit fluidisé circulant interne de nature semblable à celui étudié. La figure 2.9 présente l'écoulement vers le "riser" à différentes températures comparés aux valeurs obtenues par le groupe de Milne.

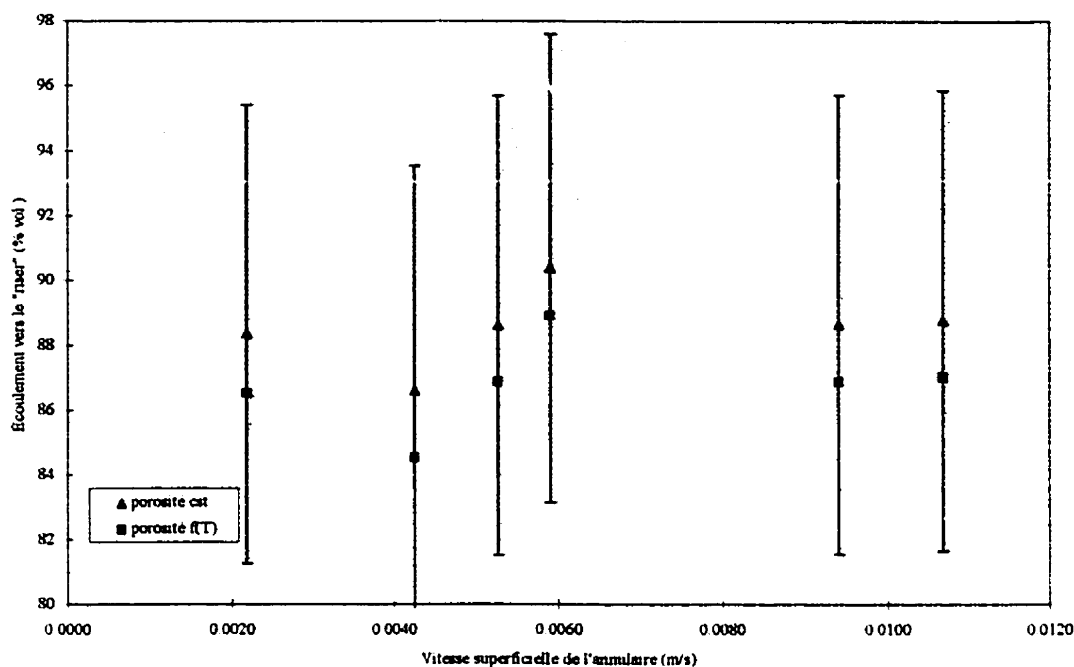


Figure 2.8 - Influence de la vitesse superficielle dans l'annulaire sur l'écoulement normal de l'air secondaire ( $U_g = 6$  m/s et  $T = 600^\circ\text{C}$ )

L'écoulement vers le "riser" calculé à température ambiante est de l'ordre de 57%, cependant pour les températures élevées, la valeur de l'écoulement normale (Drg) se stabilise et devient constante à 87 % quelles que soient les températures et les conditions opératoires. La même tendance se produit pour l'équipe de Milne, bien que la valeur constante tende vers une valeur plus faible. Pour le LFCI étudié, les trous utilisés pour faire circuler le solide de l'annulaire vers le "riser" sont de 1.5 cm comparé à 0.794 cm pour le LFCI de l'équipe de Milne. Comme supposé, ces résultats semblent appuyer l'hypothèse que la dérivation gazeuse n'est pas influencée par les conditions opératoires mais bien par des considérations géométriques qui induisent des états de pression dans l'unité.

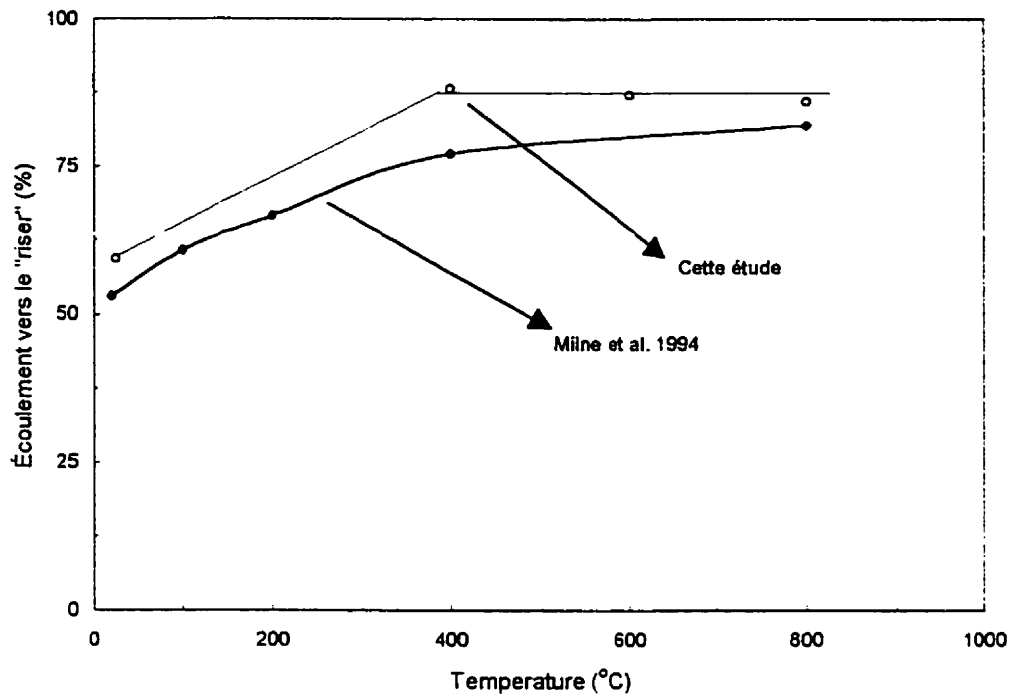


Figure 2.9 - Évolution de l'écoulement normal vers le "riser" en fonction de la température

Les tests effectués sont limités aux plages d'utilisation de l'appareil lors du traitement thermique des déchets et sont également contraints par les limites physiques de l'appareil. Ainsi, si le débit d'air secondaire était augmenté pour représenter un pourcentage plus élevé que 6% de l'air alimenté, on peut supposer que la dérivation gazeuse dans l'annulaire sera beaucoup plus importante.

Quelques expériences pourraient être réalisées afin de finaliser l'étude de la dérivation gazeuse:

- 1- Réaliser une série d'expériences en reprenant les conditions opératoires décrites précédemment, cependant la bague à la base du "riser" serait changée pour utiliser des diamètres de trou différents. Cette nouvelle série permettrait de déterminer si

l'écoulement normal vers le "riser" (Drg) bien que constant possède une valeur différente de 87%.

- 2- Le même type d'expérimentation pourrait être réalisé en changeant seulement la hauteur du lit et évaluer si la valeur de l'écoulement normal vers le "riser" serait différente à 87%.
- 3- Le modèle de l'unité devra évaluer les performances du LFCI en considérant la dérivation gazeuse comme un paramètre important.



## **CHAPITRE 3**

### **LES BOUES DE PÂTE ET PAPIER**

Le chapitre 3 se divise en trois parties. La première partie présente les propriétés physiques et chimiques des boues de pâte et papier. La seconde partie énumère et caractérise les différentes méthodes utilisées par l'industrie papetière pour supprimer ces déchets. La dernière partie décrit brièvement la combustion et les effets de l'incinération des boues sur ce phénomène.

#### **3.1 PROPRIÉTÉS DES BOUES DE PÂTE ET PAPIER.**

Les boues de pâte et papier sont des déchets solides produits par les systèmes de traitement d'eau des usines papetières. Brune ou grise, la couleur dépend du contenu en organique et inorganique ainsi que du taux d'humidité. Le taux d'humidité est donné par le type d'appareil d'utilisé pour déshydrater les boues. Pour des taux d'humidité importants elles sont pâteuses et facilement déchiquetables, pour de faibles taux d'humidité elles sont floconneuses et très résistantes. Les fibres de papier sont visibles dans les boues sèches, lorsqu'elles sont humides elles possèdent une texture similaire à la glaise. Il existe plusieurs types de boues papetières dont le nom est déterminé par le type de traitement que l'eau subit pour les générer. Les boues primaires sont des déchets formés par un traitement primaire des eaux. Ce type de traitement est composé de décanteur et de clarificateur par gravité dont la fonction est d'abattre la matière organique en suspension. Les boues secondaires sont générées dans des réacteurs biologiques par digestion biologique de la matière organique présente dans l'eau. Plusieurs types de réacteurs existent qui fonctionnent aussi bien en aérobie qu'en anaérobie, le choix du réacteur est effectué selon le type d'effluent produit et leur composition chimique. Finalement, les boues de désencrage sont générées dans les

ateliers de désencrage des différentes compagnies papetières. Ces boues sont produites dans des colonnes de bullage dans lesquelles les fibres encrées sont nettoyées et traitées avec du NaOH. Ce traitement gonfle les fibres du papier séparant l'encre et les inorganiques du vieux papier. Des peroxydes et des surfactants sont utilisés pour blanchir les fibres et disperser les particules d'encre. L'encre, qui acquiert des propriétés hydrophobes, s'accroche à la surface des bulles et est récupérée à la surface du bassin sous forme de mousse. Les particules d'encre, les rejets et les additifs sont retirés avec l'eau pour former une masse de solide humide qui sont les boues de désencrage. [Douglas et al., 1994]

Peu de chiffres sont disponibles quant à la production annuelle de boues de désencrage au Québec ou même au Canada. Les compagnies sont peu enclines à dévoiler les énormes quantités de boue produites. Cependant, certains contacts avec l'entreprise parlent de 150 à 200 tonnes métriques par jour de boue humide à 50 % massique d'eau pour un atelier de désencrage d'une capacité 430 tonnes de pâte recyclée. Le tableau 3.1 présente la production moyenne de boues par tonne de pâte pour différents types de moulin à papier.

Tableau 3.1 - Production moyenne de boues pour différents moulin à papier [Scott et Smith, 1995]

Type de moulin	Production de boue	Type de boue
Kraft	58 kg/tonne	primaire et secondaire
Sulfite	102 kg/tonne	primaire et secondaire
Désencrage	234 kg/tonne + 38kg/tonne de déchets	désencrage

Si le matériau brut pour la production de nouvelle pâte est du papier recyclé, la quantité de boue générée est encore plus importante. Cette différence est présentée dans le tableau 3.2 et est due à la quantité d'inorganique (produits de surface de papier) qui n'est pas recyclée.

Tableau 3.2 - Génération de boue selon le type de matériaux bruts utilisés. [Scott et Smith, 1995]

Type de papier	fibres de bois seulement	papier recyclé
Papier journal	57 kg/tonne	164 kg/tonne
Papier tissu	33 kg/tonne	406 kg/tonne
Papier bureau	62 kg/tonne	187 kg/tonne
Papier spécial	45 kg/tonne	12 kg/tonne

La production de boues secondaires est de l'ordre de 15 kg de boues secondaires sèches par tonne métrique de pâte chimique produite.

La composition ainsi que l'aspect physique des boues sont aussi variés que le nombre d'usine localisées sur le territoire québécois. Différents facteurs influencent la diversité du contenu des boues, tels le type de pâte produite par l'usine (chimique ou mécanique), le système de traitement de l'eau utilisé par l'usine, le type de papier recyclé par l'atelier (journal, revue, papier fin) et le mélange des boues à la sortie de l'unité. Les boues primaires possèdent un haut contenu organique, peu de cendres et sont facilement déshydratables. Elles sont principalement composées de fibres trop courtes pour être utilisées dans la conception du papier. Les boues secondaires possèdent un haut contenu organique et peu de cendres, cependant elles sont difficilement déshydratables. Cette difficulté est causée par la biomasse présente qui retient l'eau dans le réseau fibreux. Les presses mécaniques déshydratent les boues à un taux de seulement 10-15% massique solide. Pour remédier à ce problème, les usines mélangent les deux types de boues avant de les traiter dans les systèmes de déshydratation mécaniques. Il semble que les boues primaires agissent comme un filtre lors de la déshydratation du mélange, cette technique permet d'augmenter le taux de déshydratation des boues secondaires [Frederick et al., 1981]. Les boues de désencrage sont principalement composées de fibres et de matériaux inorganiques, elles sont facilement déshydratables bien que leur contenu inorganique empêche l'utilisation de certaines techniques de valorisation. Les inorganiques sont un mélange de métaux lourds originant des encres et de différents oxydes provenant des

glaises et matériaux utilisés sur le papier afin d'en augmenter certaines propriétés (éclat, glaçage, opacité). Le tableau 3.3 présente l'analyse ultimée ainsi que le PCS (Pouvoir Calorifique Supérieur) de différents types de boues de pâte et papier. Pour fin de comparaison, l'analyse ultimée des boues produites par les systèmes de filtration des eaux municipales ainsi que les écorces de bois sont présentées.

Tableau 3.3 - Analyse ultimée de déchets solides types

Types	C	H	S	N	O	Cendres	PCS	Sources
Désencrage	28.81	3.52	0.17	0.524	18.83	48.14	12.0	[Kraft et al., 1993 ]
Désencrage	31.12	4.36	0.19	0.857	30.14	33.3	12.2	[Kraft et al., 1993 ]
Désencrage	23.4	2.68	0.041	0.14	25.67	48.26	6.8	Analyse maison
Désencrage	38.23	4.86	0.1	0.24	23.42	33.15	15.3	[Douglas et al., 1994 ]
Désencrage	32.78	4.71	0.13	0.24	30.28	31.86	12.3	[Douglas et al., 1994 ]
Désencrage	44.56	2.34	0.11	0.67	29.69	22.63	15.8	[Kosinski et al., 1997 ]
De pâte et papier	51.57	5.71	0.93	0.95	29.26	11.57	21.5	[Kraft et al., 1993 ]
De pâte et papier	48.0	5.7	0.8	1.2	36.3	8.0	19.7	[Bradley et al., 1991 ]
Biomasse	51.28	4.69	0.15	0.51	40.34	3.03	20.6	[Armesto et al., 1997 ]
Écorces	48.0	6.0	0.1	0.3	42.1	3.5	20.2	[Bradley et al., 1991 ]
Municipales	27.56	3.88	0.72	3.38	19.17	45.29	11.86	[Käferstein et al., 1997]

Toutes les compositions présentées au tableau 3.3 sont des compositions sèches, afin de faciliter la comparaison et l'analyse. Les compositions sont en pourcentage massique et le PCS est en MJ/kg de boues sèches. La plage d'humidité moyenne des boues présentées au tableau 3.3 se situe entre 40 et 70 % massique. La densité des boues est fonction de la quantité d'eau et d'inorganiques qu'elles contiennent, elle varie de 300 kg/m<sup>3</sup> pour des boues sèches à près de 900 kg/m<sup>3</sup>. Le PCS représente la quantité d'énergie libérée lors de la combustion complète du déchet. Plus sa valeur est importante, plus facile est sa combustion dans les unités industrielles. Le PCS est influencé par la quantité de cendres, la quantité d'oxygène et le taux d'humidité des boues incinérées.

### 3.1.1 Les propriétés spécifiques aux boues de désencrage.

Comme le présent projet ne porte que sur les boues de désencrage, les analyses présentées dans les pages suivantes porteront uniquement sur ce type de déchet, à moins d'indication contraire.

Le contenu en inorganique étant très élevé dans les boues de désencrage, une analyse poussée de sa composition doit être faite afin d'en déterminer la nature. Les inorganiques sont divisés en deux parties, les oxydes provenant du traitement de surface des différents types de papier et les métaux lourds originant principalement des encres retirées du papier usé. Le tableau 3.4 présente le contenu en oxydes ainsi que la température de fusion à pression atmosphérique du composé pur. Comme pour l'analyse ultime, la composition des différents oxydes varie selon la source, le tableau 3.4 présente une composition possible.

Tableau 3.4 - Composition en oxyde d'une boue de désencrage.

Oxydes	% massique	Température de fusion du composé pur (°C)
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	26.0	2054
CaO	39.0	2927
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.64	1462
K <sub>2</sub> O	0.09	881
MgO	1.20	2832
Na <sub>2</sub> O	0.23	1132
SiO <sub>2</sub>	28.0	1423
TiO <sub>2</sub>	5.0	1857

Le tableau 3.4 indique les températures de fusion des différents oxydes afin d'évaluer les possibilités que le contenu en cendre des boues fonde durant une expérience et cause l'agglomération des particules. Ce phénomène peut boucher les trous de circulation du "riser" empêchant le bon fonctionnement de l'unité. Bien que les températures de fusion soient élevées, sauf pour les oxydes de sodium et de potassium, le mélange des différents composés peut provoquer des eutectiques. Les eutectiques sont des compositions

spécifiques du mélange des oxydes en présence qui possèdent une température de fusion plus faible que les composés purs. La présence de ces eutectiques lors d'opération d'incinération dans les lits fluidisés peut provoquer l'agglomération du lit entier [Brunner, 1992]. Le tableau 3.5 présente le contenu en métaux lourds d'une boue de désencrage type. Le contenu en métaux lourds varie selon le type de papier désencré tout comme le contenu en oxydes.

Les normes pour les eaux souterraines, sont en fait les concentrations à ne pas dépasser après que les cendres aient subi des tests de lixiviation.

Tableau 3.5 - Contenu en métaux lourds d'une boue de désencrage

Métaux lourds	Concentrations (ppm)	Normes environnementales (eaux souterraines) source: [Diehn et Zuercher, 1990]	Normes d'émission (recommandations) source: [12]
Arsenic (As)	0.6	0.05 mg/l	1 $\mu\text{g}/\text{Nm}^3$
Cadmium (Cd)	0.6	0.01 mg/l	100 $\mu\text{g}/\text{Nm}^3$
Césium (Cs)	0.36		
Chlore (Cl)	1252		
Chrome (Cr)	9	250 mg/l	10 $\mu\text{g}/\text{Nm}^3$
Cobalt (Co)	11		
Cuivre (Cu)	147	1.0 mg/l	
Mercure (Hg)	0.35	0.002 mg/l	200 $\mu\text{g}/\text{Nm}^3$
Nickel (Ni)	37		
Plomb (Pb)	10	0.05 mg/l	50 $\mu\text{g}/\text{Nm}^3$
Zinc (Zn)	129	5 mg/l	

Dans les années 80, la population a pris conscience des problèmes environnementaux causés par les habitudes humaines. Des catastrophes écologiques comme Love Canal ont poussé les entreprises à chercher la présence de dioxines et furanes dans leurs effluents. Étant donné les méthodes de blanchiment au chlore des fibres, certaines concentrations de dioxines (DDPC) et de furanes (DFPC) furent mesurées dans les effluents liquides de diverses usines de pâtes et papier. Des mesures furent effectuées aussi dans les boues de

traitement et de faibles concentrations de ces produits furent détectées dans les déchets solides. Les usines utilisent de moins en moins le chlore comme agent de blanchiment, les concentrations de DDPC et DFPC diminuent et ne présentent plus de danger pour la population et l'environnement. Les concentrations détectées sont sous les normes environnementales.

Les HAP (Hydrocarbones Aromatiques Polycycliques) sont d'autres produits qui sont détectés à de faible concentration. Bien que les boues de pâte et papier ne soient pas considérées comme des déchets dangereux, elles doivent se plier aux normes environnementales. Le tableau 3.6 présente les concentrations détectées dans les boues de pâtes et papier ainsi que les sources de ces chiffres.

Tableau 3.6 - Concentrations en produits cancérigènes des boues de pâtes et papier

Produits	Concentration	Types de boue	Recommandations des émissions [C.C.M.E, 1989]	Sources
Dioxines (DDPC) (totaux)	67 ppt en moyenne	Mélange de boues primaire/secondaire	0.5 ng/Nm <sup>3</sup>	Theil et al., 1989
	5.0 - 10.7 ppt	Mélange de boues primaire/secondaire		Keenan et al., 1989
Furanes (DFPC) (totaux)	248 ppt en moyenne	Mélange de boues primaire/secondaire	0.5 ng/Nm <sup>3</sup>	Theil et al., 1989
	101 ppt	Mélange de boues primaire/secondaire		Keenan et al., 1989
HAP	présence évidente	désencrage	1µg/Nm <sup>3</sup>	Kosinski et al., 1997

La présence de HAP dans les boues de désencrage est déterminée par des concentrations d'émissions dans les fumées d'un nouveau procédé à haute température. Les auteurs [Kosinski et al., 1997] attribuent leur haute concentration de fluorène et phénanthrène (HAP), 90.9 et 67.6 µg/m<sup>3</sup> respectivement, à la présence de ces produits dans les boues avant traitement.

Le traitement thermique des boues de désencrage étant le sujet traité dans ce texte, des analyses thermogravimétriques s'avèrent intéressantes pour observer le comportement du déchet à haute température. Ces analyses sont de deux types : DTA (Differential Thermal Analysis) et TGA (Thermal Gravimetric Analysis). L'analyse TGA mesure la perte de poids d'un échantillon en fonction de la hausse de température tandis que l'analyse DTA mesure l'émission de chaleur en traçant une courbe exothermique/endothémique. La figure 3.1 présente la courbe typique DTA/TGA d'un échantillon de boue de désencrage.

La courbe DTA est caractérisée par deux pics, le premier se produit entre 230°C et 350°C dont le maximum est à environ 300°C. Ce pic est caractérisé par une énorme perte de masse sur la courbe TGA. Il représente la dévolatilisation et la combustion des volatils contenus dans les boues. Un second pic se produisant entre 380°C et 470°C représente la combustion du "char" restant après la combustion des volatils, ce pic est accompagné sur la courbe TGA par une légère perte de masse.

Le "char" est en fait le carbone fixé des boues traitées et brûle difficilement comparé aux volatils. La légère perte de masse au début de la courbe TGA (sous 120°C) représente la perte par évaporation de l'eau résiduelle. Cette courbe est une estimation du comportement que subit la boue lorsqu'elle est soumise à une haute température en présence d'oxygène.

Les boues de désencrage représentent un déchet idéal, en ce sens qu'elles brûlent rapidement et à faible température car elles possèdent beaucoup de volatils. Le contenu en inorganique possède des composés chimiques qui devraient rester sous forme solide même à haute température (1100 - 1300°C).



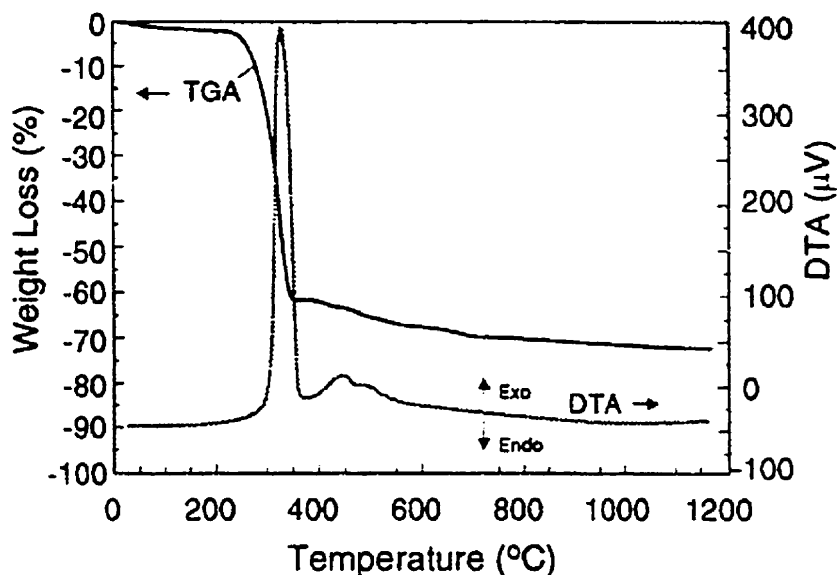


Figure 3.1 - Courbes DTA/TGA pour une boue désencrage normale. [Latva-Somppi et al., 1994]

Pour le transport des boues vers les sites de traitement, les boues sortant des presses mécaniques sont déchiquetées. Cette étape produit un déchet particulaire dont la distribution de taille de particule de très vaste. La taille des déchets s'étend de plusieurs centimètres de diamètre à quelques microns. La figure 3.2 présente la distribution de taille de particule utilisée lors de la combustion des boues.

Les particules dont le diamètre moyen est supérieur à deux centimètres sont tamisées car elles peuvent causer des problèmes de circulation à l'intérieur du réacteur. La distribution présentée sur la figure 3.2 est seulement la distribution de taille de particule utilisée lors de l'incinération.

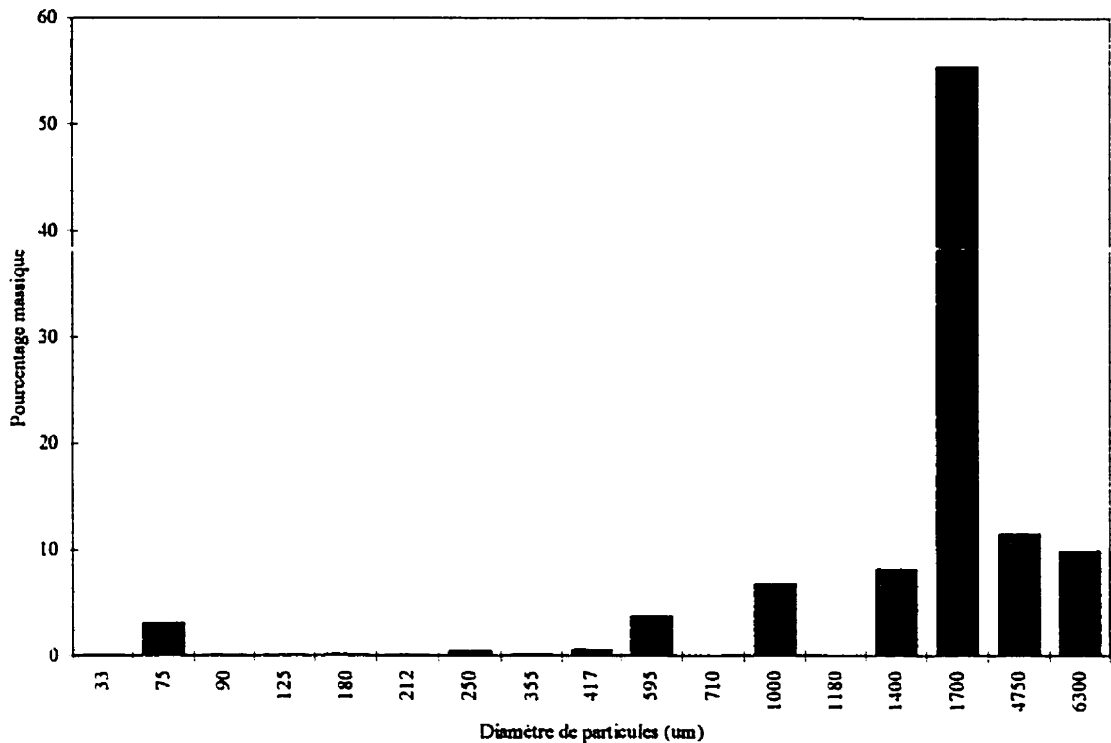


Figure 3.2 - Distribution de taille de particule des boues incinérées

### 3.2 LES MÉTHODES DE GESTION DES BOUES DE PÂTES ET PAPIER

Les prochaines pages présentent les techniques utilisées par l'industrie papetière pour gérer les énormes quantités de déchets qu'elle produit chaque année. Les boues, lorsqu'elles sortent des systèmes de traitement des effluents possèdent une grande quantité d'eau, de l'ordre de 90 - 95% massique. Étant donné les coûts de gestion de ces déchets, toutes les usines réduisent la quantité d'eau en concentrant la matière solide à l'aide de presses mécaniques. L'emploi de presses hydrauliques à vapeur permet de réduire la quantité d'eau dans les déchets à un taux de 60 - 40 % massique d'eau. Cette concentration d'eau dans les boues dépend principalement de l'efficacité de compression des presses mécaniques. Toutes les méthodes de gestion présentées dans les prochaines pages utilisent les boues pressées et les valorisent à partir de ce point. Les méthodes

utilisées par l'industrie sont principalement l'enfouissement, les méthodes à caractère écologique comme l'épandage agricole et sylvicole, la réhabilitation des sols et le compostage et finalement le traitement thermique. Un paragraphe sur les techniques spécialisées présente des méthodes utilisées à petite échelle, dans une seule usine ou de nouvelles avenues de recherche. Le tableau 3.7 présente une distribution des méthodes utilisées par l'industrie papetière canadienne.

Tableau 3.7 - Distribution des méthodes de gestion utilisées par l'industrie papetière [Scott et Smith, 1995]

Méthodes	%
Enfouissement des boues	69
Incineration des boues	27
Épandage sur les sols	8
Autres méthodes	8

Le pourcentage total des différentes méthodes utilisées est supérieur à 100 %. Ce fait s'explique par l'utilisation de plusieurs méthodes différentes par la même usine. Certaines usines possèdent des plans de gestion combinant l'incinération des déchets et l'enfouissement produisant une économie des frais de gestion et une récupération énergétique. [Deihn et Zuercher, 1990]

### 3.2.1 L'enfouissement

L'enfouissement est la méthode la plus utilisée pour la gestion des boues, elle fut la première utilisée et est, encore de nos jours, la favorite. Cette méthode consiste simplement à acheminer les résidus solides vers un site spécialement préparé et à les enfouir. Bien que très répandue, elle perd de son attrait. Plusieurs facteurs sont responsables de son abandon, dont:

1. L'augmentation des coûts de transport
2. Des législations contre le largage de déchets solides dans les océans

3. De nouveaux règlements sur la gestion des déchets solides
4. La tendance vers de nouveaux règlements contre la contamination des eaux souterraines sur les sites d'enfouissement
5. La presque impossibilité d'obtenir les permis nécessaires à l'ouverture de nouveaux sites
6. La rareté des endroits possédant les caractéristiques nécessaires aux sites d'enfouissement.

[Makansi et al., 1984]

Aux États-Unis, les coûts sont de 40-150\$/tonnes de boues sèches [Coburn et al., 1994] et ici au Québec ils sont de l'ordre de 25-30 \$/tonnes de boues [source en entreprise]. Cette technique de gestion subit les pressions populaire et gouvernementale par l'augmentation de la sévérité des normes environnementales. C'est pour ces raisons que les entreprises recherchent de nouvelles avenues afin d'effectuer une gestion efficace de ces déchets. Le tableau 3.8 présente les avantages et désavantages se rattachant à l'utilisation de cette technique.

Tableau 3.8 - Avantages et désavantages de l'utilisation de l'enfouissement comme méthode de gestion des boues

Avantages	Désavantages
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Très facile d'utilisation, seulement besoin de camions pour faire le transport des déchets.</li> <li>• Tous les types de boues peuvent être gérés par cette méthode</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Les coûts de cette méthode ne cesse d'augmenter.</li> <li>• Augmentation des normes environnementales qui induit des coûts supplémentaires de gestion.</li> <li>• Les nouveaux sites disponibles se font rares.</li> <li>• La pression populaire est moins en faveur de l'enfouissement comme solution à ce type de problème.</li> <li>• Possibilité de dégagement d'odeurs causé par l'activité bactérienne [Diehn et al., 1995]</li> </ul>

### 3.2.2 Épandage agricole et sylvicole.

Méthode répandue qui utilise le potentiel fertilisant des boues comme les cultivateurs utilisent le lisier de porc. Des études effectuées au Québec ont démontré un potentiel agronomique intéressant [A.I.F.Q., 1998]. Des tests de germination ont été effectués sur des plantes en laboratoire poussant dans des sols amendés avec des boues de pâtes et papier. Ils démontrent un taux de germination égal ou supérieur à des plantes témoins, un développement du réseau de racines plus important ainsi qu'une meilleure rétention de l'eau dans le sol [Diehn et al., 1995]. Cette méthode est utilisée depuis longtemps bien qu'elle ait subi au début des années 80 les soubresauts de la panique causée par la présence de dioxine et de furane dans les résidus papetiers. Plusieurs projets d'épandage furent stoppés et des tests toxicologiques furent entrepris. Ces études ont démontré, que la quantité de dioxine et furane présente dans les boues n'était pas suffisante pour se bioaccumuler dans le sol, les plantes, les oiseaux, les insectes et les mammifères. Des concentrations furent détectées dans les tissus animal et végétal, mais pas suffisamment pour que les organismes subissent les sévices liés à ces produits [Thiel et al., 1989].

Des problèmes peuvent survenir si les quantités épandues sont trop importantes. Les bactéries qui dégradent les boues peuvent immobiliser l'azote nécessaire à la croissance des plantes. La limitation de la quantité répandue, la prévision de période d'attente entre l'application des boues et la plantation des plantes ou l'ajout d'azote sous forme de fertilisant réduisent les impacts de ce problème. Avant d'utiliser les boues comme source de fertilisant, elles doivent être évaluées afin d'estimer leur potentiel agronomique. La quantité de métaux lourds et de produits chlorés doit être sous les normes environnementales, l'élimination des pathogènes qui peuvent habiter la boue doit être assurée et certains rapports d'élément chimiques doivent être respectés (C/N entre 20 et 30 et Ca/Mg de 6). Le tableau 3.9 présente les avantages et les désavantages de cette technique de gestion des boues.

Tableau 3.9 - Avantages et désavantages de l'utilisation de l'épandage agricole et sylvicole comme méthode de gestion des boues

Avantages	Désavantages
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Cette méthode peut être utilisée pour tous les types de boues</li> <li>• Les boues sont utilisées telles quel, sans prétraitement, à part la déshydratation mécanique</li> <li>• Équipement de gestion peu coûteux</li> <li>• Valorisation des boues sans génération de sous-produits comme les cendres.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• L'usine doit se trouver près de terres agricoles ou sylvicoles sinon les coûts de transport seront trop élevés</li> <li>• L'épandage se faisant au début et en fin des saisons de culture, des sites d'entreposages doivent être prévus pour emmagasiner les déchets produits entre les saisons.</li> <li>• Des techniques alternatives devront être prévues si l'usine se situe dans un pays au climat hivernal. Car la production hivernale ne pourra être utilisée au printemps puisqu'elle entrera en conflit avec la nouvelle production.</li> <li>• Possibilité d'ajout de fertilisant (azote) pour enrayer les problèmes causés par l'immobilisation de l'azote ou par des boues de contenu trop faible en nutriments.</li> </ul>

### 3.2.3 Le compostage

Cette technique consiste en une dégradation aérobie des boues papetières qui génère un produit final stable sous forme d'humus. Ce produit possède des qualités fertilisantes et structurelles favorables à l'horticulture. Selon la technique utilisée pour composter, le produit est obtenu en quelques années voire quelques mois. Les méthodes de compostage sont l'andin qui consiste à mettre les boues en tas et laisser la nature faire son oeuvre. Il est possible de faire du compostage de surface, en incorporant dans les cinq premiers centimètres du sol la matière à décomposer, ou du compostage en réacteur biologique qui est plus rapide mais aussi plus délicat. Comme l'épandage agricole, le compostage a subi les affres de la panique des dioxines et furanes, mais c'est plutôt le manque de marchés rentables qui a ralenti l'utilisation de cette méthode de gestion

[Wiegand et al., 1994]. Jusqu'au début des années 90, seules les boues primaires et secondaires étaient considérées comme potentiellement viables pour la production du compost. Cependant, des études faites en collaboration avec l'Université Laval à Québec et l'atelier de désencrage Daishowa ont démontré que le compostage de boues de désencrage était possible et que le produit final avait des caractéristiques très intéressantes pour l'agriculture. De plus, les concentrations de métaux lourds mesurées dans le compost étaient inférieures à celles observées dans la terre noire utilisée par les agriculteurs comme source de fertilisant [Cardwell, 1994]. Bien que cette technique de valorisation soit peu utilisée par l'industrie, les recherches se poursuivent afin d'optimiser sa manipulation. Ainsi [Brouillette et al., 1996 cité par Kahmark et Unwin, 1997] étudient le compostage par aération forcée dans des piles de 2 à 3 mètres de haut rendant possible le compostage sous les climats hivernaux. Le tableau 3.10 présente les avantages et désavantages du compostage comme méthode de gestion des boues de pâte et papier.

Tableau 3.10 - Avantages et désavantages de l'utilisation du compostage comme méthode de gestion des boues

Avantages	Désavantages
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Cette technique est viable pour les trois types de boue produits par l'industrie papetière.</li> <li>• Il n'y a pas génération de sous-produit comme les cendres pour lesquels il faut trouver une autre technique de valorisation.</li> <li>• Le produit final possède des qualités horticoles qui le rend intéressant aux yeux des cultivateurs.</li> <li>• Le produit final peut être vendu, possibilité de profits par l'usine productrice.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Le marché du compost, bien qu'intéressant, n'est pas encore suffisant pour absorber toute la quantité de compost possiblement produit.</li> <li>• Des travailleurs spécialisés sont nécessaires afin d'effectuer les manoeuvres importantes au bon fonctionnement du procédé (retournement du compost, brassage)</li> <li>• L'apport de nutriments et d'amendement est parfois nécessaire pour produire un bon compost</li> <li>• Le compostage nécessite de grand espace.</li> <li>• Si elle est mal gérée la production du compost peut générer des odeurs désagréables.</li> </ul>

### **3.2.4 La réhabilitation de terrain**

Autre technique d'aspect écologique, elle ressemble étrangement à l'épandage agricole, bien que le but soit différent. Cette méthode consiste à réhabiliter des terrains, tels des mines abandonnées, des carrières inutilisées ou des sols sableux dont le potentiel fertile est pratiquement nul. Les boues papetières sont épandues et, par leur contenu organique, vont permettre la fertilisation du sol. Le contenu inorganique des boues favorise la rétention d'eau qui sur les terrains traités est inexistante. Comme les autres méthodes de nature écologique, elle a subi les contre-coups de la panique aux dioxines. Des études toxicologiques effectuées sur les sites [Keena et al., 1989] démontrent que le risque potentiel est pratiquement inexistant. De plus, les changements de produits chimiques comme agent blanchissant (peroxydes à la place du chlore) ont réduit les concentrations de dioxines et de furanes dans les effluents des moulins à papier. Au cours des dernières années, plusieurs recherches et études ont été effectuées afin d'évaluer le potentiel de cette technique. [Freagley et al., 1994 cité par Srinivasan et Unwin, 1995] ont comparé l'utilisation de boues papetières mélangées à des fertilisants et l'utilisation de fertilisants seule sur le sol d'une mine. Les résultats indiquent une amélioration du rendement de réhabilitation du sol et de pousse des plantes pour les terrains traités avec les boues. Le tableau 3.11 présente les avantages et désavantages de cette technique de gestion des boues.

### **3.2.5 Les techniques spécialisées.**

Cette section présente des techniques peu utilisées, des cas spéciaux ou même de nouvelles avenues explorées par l'industrie papetière. La plupart des techniques énumérées utilisent les boues comme matériaux de base à la fabrication d'autres matériaux au potentiel économique intéressant.



Tableau 3.11 - Avantages et désavantages de l'utilisation de la réhabilitation des sols comme méthode de gestion des boues

Avantages	Désavantages
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Les trois types de boues peuvent être utilisés comme agent de réhabilitation.</li> <li>• Réhabilitation des sols à peu de frais.</li> <li>• De nouvelles surfaces pour l'agriculture ou autres utilisations sont disponibles après traitement</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• La demande en boue pour les sols dans une région est variable, l'entreprise est toujours à la recherche de nouveaux sites à réhabiliter.</li> <li>• L'usine doit se trouver près des sites à réhabiliter car les coûts de transport seront trop élevés pour rentabiliser ce type de projet.</li> <li>• Le public n'est pas toujours favorable à l'épandage sur le sol qu'il voit comme de l'enfouissage non sécuritaire.</li> </ul>

L'utilisation des boues primaires comme matériel de base à la fabrication du papier en réinjectant ces déchets dans le procédé de fabrication [Wiegand et al., 1994]. Un ratio de 1:4 de boues primaires dans la pâte vierge est recommandé pour donner des résultats satisfaisants [Eroglu et al., 1992 et 1993 cité par Srinivasan, 1994]

L'utilisation des boues primaires comme alimentation dans la production d'éthanol [Wiegand et al. 1994]. La fermentation du maïs pour la fabrication de l'éthanol est une technique reconnue, cependant l'utilisation des terres agricoles disponibles pour la consommation humaine la rend problématique du point de vue économique et social. Les boues possèdent des qualités qui permettraient d'obtenir un rendement considérable d'éthanol lors de leur fermentation.

La production de ciment en mélangeant en faible quantité les boues avec les produits de base dans les fours rotatifs des cimenteries. Les inorganiques présents dans les boues sont des produits de base dans la production du ciment. Cette technique peut être aussi utilisée en injectant des résidus de combustion comme matière de base [H.A. Simons, 1992; Wiegand et al., 1994]. Il est aussi possible de produire un agglomérat léger (LWA

- Light Weight Aggregate) pour construire des panneaux de construction, des pierres décoratives ou des blocs de ciment. Enfin, les cendres peuvent être utilisées afin d'augmenter les performances mécaniques de ciment spécialisé [H.A. Simons, 1992; Zhang et Qiu, 1997].

Les boues séchées peuvent être utilisées comme matériau de base pour manufacturer des produits de rembourrage quelconques [Colburn et al. 1995].

Des tests effectués sur les boues ont démontré qu'elles pouvaient être utilisées comme produit de base dans la fabrication de nourriture pour animaux. Deux avenues sont proposées, la première consiste à mélanger directement les boues à la nourriture d'animaux. La deuxième technique consiste à produire et récupérer les protéines contenues dans les boues. Les boues secondaires brutes et la fermentation des boues primaires rend ces avenues viables. Cependant, ces techniques se sont butées à l'incertitude des producteurs de nourriture pour animaux et les difficultés d'acceptation par la population [Weigand et al., 1994].

D'autres études sur la fabrication de boulettes ou pastilles de boue ont été effectuées et sont présentées brièvement. La transformation mécanique est utilisée afin de réduire le volume de boue à traiter, contrôler les odeurs produites par les réactions biologiques, augmenter les capacités calorifiques du déchet ou en accroître les propriétés afin de les utiliser dans des applications de produits connexes. Deux possibilités ont été étudiées soit comme un combustible alternatif [Sell et al., 1988] et comme litière d'animaux domestiques (chats, chiens) et commerciaux (poules, vaches) [Weigand et al., 1994].

Une approche intéressante qui semble vouée à un brillant avenir est l'utilisation des boues de toutes sortes comme barrière hydraulique sur les sites d'enfouissement. Les boues contenant un certain pourcentage d'humidité optimum acquièrent des propriétés

d'imperméabilité supérieures à celles rencontrées par l'argile [Wiegand et al., 1994; Moo-Young and Zammie, 1996b cité par Kahmark et Unwin, 1997]. Des discussions avec un responsable en environnement d'une usine de désencrage située sur la Rive-Sud de Montréal ont permis de renforcer les informations sur ce type d'utilisation par les compagnies papetières.

### **3.2.6 Le traitement thermique.**

Cette partie sera plus exhaustive que les précédentes puisque les techniques de traitement thermique seront comparées au LFCI. Des descriptions plus techniques permettront de faire une meilleure analyse des différentes méthodes proposées ainsi que leur fonctionnement. En début de partie, une brève description de différentes méthodes de traitement thermique possibles. Par la suite les différentes unités pour oxyder les boues seront présentées.

Les techniques décrites sont les suivantes:

1. L'oxydation humide
2. La gazéification
3. Techniques spécialisées
4. L'incinération des déchets

### **3.2.7 L'oxydation humide**

L'oxydation humide consiste à utiliser les boues à faible concentration solide en les mettant en solution. Par la suite, le mélange est chauffé au dessus des conditions critiques de l'eau (374°C et 22x10<sup>3</sup> kPa). En injectant de l'oxygène ou de l'air les boues sont oxydées et leur volume est réduit [H.A. Simons, 1992; Makansi, 1984]. Les cendres recueillies sont principalement composées des inorganiques utilisés dans la production du papier. Ces inorganiques peuvent être récupérés et réutilisés dans la fabrication de

nouveau papier. Des résultats tels que 99% de réduction du carbone organique total ont été observés [Wiegand et al., 1994]. Il semble que cette technique, encore peu utilisée, est plus économique que la déshydratation mécanique et l'incinération [Modell et al., 1992]. Des tests à basse température (200°C) ont aussi été effectués [Anderson et al., 1994, cité par Srinivisan et Unwin, 1995]. Des réductions de 50% de DCO (Demande Chimique en Oxygène), 70 % de MES (Matière En Suspension) et de 80% du volume ont été observées. Les coûts d'investissement sont élevés puisque le système est utilisé à haute pression et température. De plus, il semble que cette technique génère quelques problèmes lorsque les unités sont mises à l'échelle (corrosion à cause d'un environnement à faible pH) L'industrie est peu encline à investir dans de nouvelles unités lorsque la plupart des usines possèdent des fournaies qui peuvent produire un travail similaire et génèrent la vapeur nécessaire aux unités de production de papier. Le tableau 3.12 présente les avantages et les désavantages de l'utilisation de cette technique.

Tableau 3.12 - Avantages et désavantages de l'utilisation de l'oxydation humide comme méthode de gestion des boues

Avantages	Désavantages
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Utilisation des boues à faible pourcentage massique de solide (de l'ordre de 5-10% massique de solide)</li> <li>• Possibilité de récupération des inorganiques des boues et de les réutiliser dans la production de papier neuf.</li> <li>• Pratiquement pas d'émissions atmosphériques nocives (NO<sub>x</sub>, SO<sub>2</sub> et CO) comparativement aux autres méthodes d'oxydation</li> <li>• Possibilité de récupération de faible quantité de vapeur pour utilisation dans l'usine.</li> <li>• Utilisée sur toutes les sortes de boues bien que l'utilisation de boue à haut contenu inorganique pourrait être rentabilisée par la réutilisation de ces inerts</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Coûts initiaux élevés comparés à l'investissement nécessaire pour le démarrage d'une unité d'incinération.</li> <li>• Opération risquée puisque l'unité est opérée à haute pression.</li> <li>• Faible expertise car peu de compagnies utilisent cette méthode d'oxydation</li> <li>• Problèmes de mise à l'échelle du système, corrosion de la tuyauterie par un milieu au faible pH</li> </ul>

### 3.2.8 La gazéification

La gazéification est une suite de réactions chimiques en présence de chaleur qui transforment les boues en gaz et en huile qui peuvent être utilisés comme combustible dû à leur haut pouvoir calorifique ou comme alimentation de base dans la production de composés chimiques. La gazéification se produit dans un environnement faible en oxygène qui génère un mélange de gaz composé principalement de  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}_2$  et de  $\text{CH}_4$ . Les réactions sont hétérogènes et endothermiques. Une zone de combustion est essentielle à la production de la chaleur nécessaire aux réactions. Peu de tests ont été effectués sur la gazéification des boues de pâtes et papier puisque l'industrie utilise les appareils qu'elle possède pour gérer ses déchets. Cependant la gazéification a été envisagée comme méthode de production de gaz combustible nécessaire à la génération de vapeur sur les sites industriels. Car le gaz naturel, en plus de devenir plus dispendieux est une ressource non-renouvelable [Kandswamy et al., 1991; Lienhard et Bierbach, 1986]. Le tableau 3.13 présente les résultats obtenus lors de la gazéification de boues primaires dans un gazéificateur de type lit fluidisé pulsé réalisée par l'équipe de Kandswamy.

Tableau 3.13 - Exemple de gazéification de boues primaires

Composition initiale (% massique)		Composition du gaz formé (% volumique)		Conversion du carbone	
Carbone	50	$\text{H}_2$	38.86	gaz sèche	86.8 %
Hydrogène	6.55	$\text{CO}$	23.34	char	8.5 %
Oxygène	4.25	$\text{CO}_2$	23.27	huile/goudron	4.7 %
Soufre	0.1	$\text{CH}_4$	8.31	PCS du gaz	15.2 $\text{MJ/m}^3$
Azote	0.38	Éthylène	3.44		
PCS	20.6 $\text{MJ/kg}$	Éthane	N/D		
		Propylène	2.19		
		Propane	0.42		
		iso-butane	0.27		
		n-butane	0.07		
		iso-pentane	0.01		

Il existe peu d'informations sur la gazéification des résidus de pâte et papier, la gazéification est cependant une opération grandement utilisée dans l'industrie du charbon.

Comme l'indique le tableau 3.13, la gazéification produit un gaz qui est énergiquement viable avec un pouvoir calorifique qui représente environ la moitié de la valeur du gaz naturel ( $37.3 \text{ MJ/m}^3$ ). Il est possible de séparer le gaz pour en retirer un rendement plus important.

La gazéification pourrait, dans un proche avenir, être considérée comme une source importante de combustible non-renouvelable. Le tableau 3.14 présente les avantages et les désavantages reliés à l'utilisation de cette technique comme méthode de gestion des boues papetières.

Tableau 3.14 - Avantages et désavantages de l'utilisation de la gazéification comme méthode de gestion des boues

Avantages	Désavantages
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Tous les types de boue peuvent être utilisés afin de générer le gaz</li> <li>• Le gaz produit peut être utilisé comme source d'énergie ou comme gaz de base pour la production de composés chimiques</li> <li>• L'énergie nécessaire peut être fournie par la combustion des déchets de bois de l'usine</li> <li>• Les gaz produits peuvent être utilisés directement dans les turbines à gaz pour produire de l'électricité</li> <li>• Réduction des volumes de gaz à nettoyer de 3 à 5 fois comparée aux gaz d'incinération.[ H.A. Simons, 1992]</li> <li>• Peut être utilisée dans des installations existantes en modifiant seulement le mode opératoire.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Est rentable seulement si le gaz produit revient moins cher que le gaz naturel vendu par des distributeurs</li> <li>• Production d'un résidu dont il faut faire la gestion (cendres)</li> <li>• Possibilité de génération de goudron et d'huile qui peuvent provoquer des problèmes d'opération.</li> </ul>

### 3.2.9 Techniques spécialisées

Certains chercheurs ont tenté l'utilisation de traitement thermique à haute température. Kozinski et al. (1997) utilisent une fournaise fonctionnant à des températures de l'ordre

1770 K suivit d'une zone à plus faible température (1250 K) permettant une trempe des cendres en fusion les stabilisant dans une coquille rigide. Cette technique permet l'encapsulation des produits toxiques possiblement présents dans les boues de désencrage. La pyrolyse des boues papetières peut être utilisée afin de récupérer le contenu organique principalement sous forme d'huile. La pyrolyse est similaire à la gazéification sauf qu'elle s'effectue en absence d'oxygène. Les produits sont généralement des huiles lourdes qui peuvent être utilisées comme source d'énergie ou comme produit de base dans la fabrication de produits chimiques industriels. Cependant, les recherches dans ce domaine d'application sont rares et l'information disponible pratiquement nulle.

### **3.2.10 Incinération des boues.**

L'incinération est simplement la combustion des boues dans des unités diverses pour en retirer l'énergie sous forme vapeur et réduire le volume des déchets à traiter. Cette méthode est la deuxième en importance après l'enfouissement dans les sites. Beaucoup d'auteurs voient l'incinération comme la voie qui pourrait remplacer l'enfouissement dans un proche avenir [Makansi, 1984, McCann, 1997, Mukadi et al., 1997, Sell et al., 1988]. Bien que l'industrie penche de plus en plus vers l'application sur le terrain (épandage agricole, sylvicole), l'incinération reste une technique intéressante car la plupart des usines possèdent une unité de génération de vapeur. De plus, l'association des producteurs agricoles (UPA) québécoise voit d'un mauvais oeil que les terres agricoles servent de décharges industrielles aussi bien pour les boues papetières, les boues industrielles (Norsk-Hydro) ou le lisier de porc [Poissant, 1999].

Il existe principalement deux types d'unités pour incinérer les boues, les chaudières à écorce ou les lits fluidisés. Le tableau 3.15 présente les avantages et les inconvénients de l'incinération comme méthode de gestion des boues papetières.

Tableau 3.15 - Avantages et désavantages de l'utilisation de l'incinération comme méthode de gestion des boues

Avantages	Désavantages
<ul style="list-style-type: none"> <li>● Possibilité d'utiliser toutes les types de boue comme combustible dans les différents appareils d'incinération</li> <li>● Le volume de déchet à traiter est réduit de près de 75% volumique</li> <li>● Possibilité de récupérer l'énergie produite par la combustion des boues sous forme vapeur</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● Une méthode de gestion doit être utilisée pour traiter les résidus (cendres) de combustion</li> <li>● Génération d'émissions dont le potentiel toxique est important (SO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub>, CO, dioxines et furanes, HAP)</li> <li>● Si le taux d'humidité des boues est trop élevé, un combustible d'appoint doit être utilisé pour assurer le bon fonctionnement des appareils</li> </ul>

### 3.3 COMPARAISON ENTRE LES DIFFÉRENTS APPAREILS UTILISÉS POUR INCINÉRER LES BOUES

Les prochaines pages décrivent brièvement les appareils utilisés dans l'industrie afin de mieux les comparer au LFCI.

#### 3.3.1 Les fournaises

La fournaise est un appareil qui permet de mettre en contact les particules de déchet avec l'air de combustion. Ce contact s'effectue au travers une grille qui déplace les déchets de l'entrée vers la sortie. Le mouvement des grilles permet de régler le temps de résidence des déchets à l'intérieur de la fournaise et de contrôler le degré de conversion des déchets. L'appareil possède un immense volume à l'intérieur duquel les déchets sont chauffés et brûlés afin de générer l'énergie nécessaire à la production de la vapeur dans la bouilloire. Une bouilloire est une série d'échangeurs de chaleur qui récupèrent la chaleur et la transfèrent à l'eau qui s'écoule dans le système. L'eau passe de l'état liquide à celui de vapeur saturée pour enfin atteindre l'état surchauffé. Habituellement l'eau est chauffée par la chaleur transmise par les parois de la fournaise. Les unités qui suivent le train de gaz de combustion sont utilisés afin de réduire les émissions toxiques produites et retirer le contenu en cendre des fumées avant de les rejeter à l'atmosphère.



La fournaise de type “multiple hearth furnace” est grandement utilisée dans l’industrie papetière [Makansi, 1984]. Les boues sont alimentées dans le haut de la fournaise et tombent sur des tablettes métalliques nommées étage. Ces étages sont divisés en zone qui sont les zones de séchage, de combustion et de refroidissement de cendres. Une énorme tige d’acier munie de bras tourne lentement permettant aux particules de boues de passer d’un étage à l’autre et de garder les boues en contact avec les gaz chauds de combustion. Si le taux d’humidité est trop élevé, des combustibles d’appoints peuvent être ajoutés afin de soutenir la combustion.

### **3.3.2 Les lits fluidisés**

Un lit fluidisé est un lit de particules inertes qui repose sur un distributeur d’air. L’air injecté dans le lit est suffisamment important pour générer l’expansion des particules et également servir à la combustion des déchets. L’environnement créé par l’addition de l’air est turbulent, où le mélange est intense et le transfert de chaleur très efficace. Il existe trois grands types de lits utilisés par l’industrie qui sont qualifiés selon leur régime de fluidisation.

Le lit de bullage se caractérise par une vitesse superficielle relativement faible et la présence de bulles dans le lit. Ces bulles servent au transport de l’air supplémentaire durant l’opération. Lorsque la vitesse superficielle est plus importante, le lit d’inerte passe en régime turbulent, les bulles prennent des formes variées qui pourraient être comparées à de la porosité aléatoire. Si la vitesse superficielle est augmentée, le lit acquiert la propriété de lit circulant. À mesure que la vitesse superficielle augmente, le taux d’entraînement des particules augmente, ainsi pour le régime circulant, les particules doivent être séparées par un cyclone et retournées dans le lit.

Un lit fluidisé à bulles se divise en deux grande parties, le lit et la zone de dégagement. La zone de désengagement sert principalement à la décélération des particules entraînées par le flot d’air dans l’unité. Les particules de boue alimentées dans le lit tombent dans

un environnement chaud et très turbulent qui assure une évaporation et une dévolatilisation rapide produisant une combustion efficace. Ces étapes de combustion se produisent à plus basse température, car contrairement à la fournaise, le transfert de chaleur se fait par conduction plutôt que par radiation. Les unités industrielles présentent des températures plus élevées dans la zone de désengagement que dans le lit car la combustion est incomplète dans le lit, et les gaz finissent leurs réactions dans la zone de dégagement. [Makansi, 1984].

Les lits fluidisés circulants sont similaires à des colonnes, très haut et de faible diamètre cette configuration assure une vitesse superficielle importante et augmente le temps de séjour des particules et du gaz dans la zone de combustion. Contrairement au lit à bulles, les particules se retrouvent partout dans la colonne de fluidisation et un système de séparation gaz-solide doit être installé à la sortie du réacteur afin de réacheminer les particules vers le lit. La circulation des particules est un moyen efficace pour retirer la chaleur du système. Ce système est surtout utilisé pour la combustion du charbon, bien que certaines usines papetières possèdent ce type d'appareil. Comme les lits à bulle, les lits circulants peuvent effectuer la combustion et obtenir de très bon degré de conversion pour des températures inférieures à celles rencontrées dans les fournaises. Le tableau 3.16 présente les conditions opératoires rencontrées habituellement dans les lits fluidisés industriels

### **3.3.3 Avantages et désavantages des différentes unités de combustion**

Le tableau 3.17 présente les différents avantages et désavantages que possèdent les unités présentées dans les pages précédentes. De plus les unités sont comparées au LFCI présenté au chapitre 1.

Tableau 3.16 - Conditions opératoires classiques des lits fluidisés industriels

Conditions	Valeurs	Lit	Source
Température du lit	650°C - 870°C	B	[Makansi, 1984]
	760°C - 904 °C	B	[Kraft et al., 1995]
	environ 850°C	B	[Douglas et al., 1994]
	750°C - 950°C	C	[Gulyurtlu et al., 1997]
	829°C - 913°C	C	[Piekos et al., 1997]
Vitesse superficielle	2.4 m/s	B	[McCann, 1997]
	0.303 - 3.03 m/s	B	[Sadhukhan et Bradford, 1993]
	3.63 - 12 m/s	C	[Sadhukhan et Bradford, 1993]
Hauteur du lit	0.1 - 1.5 m	B	[Kraft et al., 1995]
	1 m	B	[McCann, 1997]

B - Lit fluidisé à bulles

C - Lit fluidisé circulant

La variation de la vitesse superficielle est causée par le type de particules utilisées comme lit inerte.

Tableau 3.17 - Désavantages et avantages des différentes unités d'incinération

Fournaise à grille	LFB	LFC	LFCI
Gradient de température énorme et difficilement contrôlable	Température constante dans tout le lit d'inerte contrôlable par l'ajout ou le retrait de particules	Existence d'un gradient de température dans le sens axial qui peut être atténué par un Gs approprié	Le lit de sable dans l'annulaire ne possède pas de gradient de température. La température est contrôlable par un Gs approprié et le débit d'air secondaire
Faible perte de charge	Demande beaucoup de puissance afin de fluidiser l'ensemble du lit au degré désiré	Possibilité de haute conversion des solides et du gaz car l'écoulement des deux phases est pratiquement piston	Plus compact que les autres appareils, espace réduit pour une même capacité de traitement
Bonne conversion des déchets, bien que des mélangeurs mécaniques doivent être ajoutés afin	Très bon échange thermique causé par le mouvement des particules du lit	La puissance de l'air injecté ( $\Delta P$ ) dépend de la taille des particules utilisées	Contact direct de la flamme et des déchets solides à haute température permettant une destruction

d'obtenir de meilleures performances			totale des composés organiques
Grande diversité de grosseur et de type de déchet incinérable	Entraînement important des particules (fines), ajout d'un système de récupération des particules essentiels	Bon échange de chaleur bien qu'inférieur à celui d'un LFB	La région de haute température occupe un volume restreint du réacteur dont besoin d'une plus faible consommation d'énergie pour détruire et chauffer
Transfert de chaleur au déchet s'effectue par radiation	Meilleur échange thermique entre le déchet et le gaz que dans les chaudières conventionnelles	Idéal pour les réactions chimiques rapides	Haute turbulence dans le réacteur favorise la combustion rapide
	Température inférieure d'utilisation pour les mêmes résultats qu'une fournaise.	Faible production de NOx car la température d'opération est relativement basse	Inertie thermique dans la zone annulaire ainsi que les possibilités de pré-séchage dans cette zone intéressante pour le traitement des déchets humides
	Baisse de la concentration de NOx causée par une plus faible température opérationnelle	Transfert de chaleur aux déchets frais se fait par conduction thermique	Peut-être utilisé avec ou sans combustible d'appoint selon les conditions opératoires et le type de déchets incinérés
	Transfert de chaleur au déchet frais par conduction thermique		

### 3.4 LA COMBUSTION ET LES EFFETS DE L'INCINÉRATION DES BOUES

La combustion est simplement une réaction chimique entre un combustible quelconque et de l'oxygène. Cette réaction exothermique est à la base utilisée afin de produire l'énergie thermique qui peut être utilisée ainsi ou transformée en vapeur pour faire fonctionner des machines mécaniques. Il est maintenant possible d'utiliser l'énergie contenue dans des combustibles moins nobles comme les déchets pour produire l'énergie nécessaire dans l'industrie.

Une bonne combustion est influencée par une série de facteurs, généralement nommés les "3T-R". Ces facteurs sont:

1. La température de combustion.

2. La turbulence du mélange des combustibles.
3. Le temps de séjour des combustibles dans l'unité.
4. La présence de radicaux libres.

Ces quatre facteurs seront analysés dans les prochaines pages en tenant compte des applications industrielles décrites dans la partie précédente. Ces facteurs sont la clé d'une combustion efficace des déchets que sont les boues de désencrage.

### 3.4.1 La température

Ce facteur est celui qui a une influence directe sur la cinétique chimique ainsi que la thermodynamique des composés présents dans le mélange de produits et de réactifs. Pour fonctionner correctement, les appareils présentés précédemment, possèdent une température d'opération spécifique. Cette température démarque la limite entre une bonne combustion et le début des problèmes qui se décrivent par de mauvaise efficacité de combustion, une baisse de la production de vapeur, des émissions importantes de CO et d'imbrûlés et des fluctuations considérables de la pression dans la fournaise [Kraft et al., 1993]. Le tableau 3.18 présente les températures recommandées afin que divers types d'appareil produisent de bonnes performances de combustion.

Tableau 3.18 - Température de fonctionnement des appareils d'incinération industriels

Type d'appareil	Température recommandée	Sources
Fournaies à grille	1427°C et plus	[Kraft et al., 1993]
Lits fluidisés	1050 - 1100°C	[McCann, 1997]

La différence des températures d'opération entre les deux types d'appareils est causée par le type de transfert thermique qui s'effectue à l'intérieur de l'unité. Comme expliqué précédemment, les particules de boues alimentées dans une unité industrielle doivent se débarrasser de l'humidité qu'elles contiennent pour ensuite se dévolatiliser et atteindre la

température d'allumage. Pour que la température augmente et que les étapes s'effectuent correctement, la chaleur doit être transmise aux particules. Dans une fournaise à grille ce type de transfert s'effectue par radiation, tandis que dans un lit fluidisé, le mélange intense des particules inertes effectue plutôt un transfert efficace de chaleur par conduction. C'est pour cette raison, entre autres, que des résultats comparables d'émission et de conversion organique sont obtenus à plus faible température dans un lit fluidisé. Le transfert par radiation est décrit par l'expression (3.1).

$$Q = \varepsilon \sigma A (T_2^4 - T_1^4) \quad (3.1)$$

Tandis que le transfert par conduction se fait selon l'expression (3.2).

$$Q = UA(T_2 - T_1) \quad (3.2)$$

Les deux expressions permettent de mieux comprendre la différence de température de fonctionnement des appareils comparés. Pour une baisse de température identique dans les deux appareils, la quantité de chaleur transmise ( $Q$ ) aux particules est moins importante dans le cas de la fournaise à grille que celui des lits fluidisés. Ainsi, il est important de toujours assurer une température importante dans les fournaies à grille afin d'éviter tous problèmes de mauvaise combustion causés par une trop grande chute de température.

Il est possible d'estimer le comportement de l'incinération de déchets solides dans une unité en évaluant sa température adiabatique de flamme ( $T_{ad}$ ). Pour évaluer cette température il suffit d'effectuer un bilan énergétique et un bilan massique et les relier en supposant que le système est adiabatique. De cette manière toute l'énergie fournie par les combustibles est transmise aux produits. Ce calcul est effectué en supposant que les réactions chimiques sont complètes. La température adiabatique de flamme est fonction de cinq facteurs qui influencent positivement ou négativement sa valeur:

- Le PCS des combustibles
- Le taux d'humidité des boues
- Le taux de cendres présents dans les combustibles
- Le pré-chauffage de l'air de combustion

- L'excès d'air utilisé dans l'appareil.

La température adiabatique de flamme obtenue du calcul avec les combustibles utilisés est comparée aux températures nécessaires au bon fonctionnement des appareils industriels. Si la température adiabatique calculée est inférieure aux températures spécifiées, l'utilisation d'un combustible d'appoint est nécessaire afin d'assurer le bon fonctionnement de l'appareil. La déshydratation des déchets ou le préchauffage de l'air peut faire varier la température adiabatique suffisamment pour permettre la combustion sans problème.

### **3.4.2 La turbulence**

Ce paramètre influence principalement l'accessibilité des deux combustibles présents lors de l'incinération soient les particules de boues et l'oxygène. Un mauvais mélange des deux réactifs conduit à une mauvaise réaction chimique donc à une mauvaise efficacité de l'appareil. L'oxygène induit le taux de réaction chimique des volatils et du carbone fixé des boues. L'accessibilité de l'oxygène est donc très importante afin d'assurer une bonne combustion des boues. Pour produire un bon taux de réaction, un bon mélange (turbulence) des gaz assure un apport continu d'oxygène aux particules.

Ce paramètre est influencé principalement par la dynamique qui règne à l'intérieur de l'unité. Les différentes vitesses de gaz et de solide vont permettre un bon mélange donc une bonne combustion.

### **3.4.3 Le temps de séjour**

Paramètre qui influence le taux de conversion des organiques d'un déchet quelconque. Il quantifie le temps durant lequel une particule de boue reste dans l'enceinte de l'appareil de combustion. Ce temps doit être ajusté en considérant le temps nécessaire pour qu'une

particule type réagisse complètement aux conditions existantes dans l'unité étudiée. Pour le cas du LFCI, le temps de séjour des particules de boues est influencé par:

1. La hauteur du lit de sable dans la zone annulaire.
2. Le taux de circulation solide à l'intérieur de l'unité.
3. Les vitesses de gaz produites par les débits dans les deux zones du réacteur.

Pour régler correctement les conditions opératoires afin d'assurer la meilleure conversion possible des particules de boue, le temps de combustion d'une particule type est estimé. Le temps de séjour des particules doit être suffisant pour assurer l'achèvement des trois étapes de la combustion des particules solides que sont l'évaporation de l'eau des particules, la dévolatilisation des composés organiques et finalement la combustion du char des particules. L'évaporation de l'eau ainsi que la dévolatilisation sont habituellement considérées par les auteurs comme des étapes instantanées par rapport au temps de séjour total dans l'unité. Cependant, [Xiaodong et al., 1997] présentent des figures du temps d'évaporation et de dévolatilisation. Ces figures sont reproduites et montrées à la figure 3.3.

Ces figures présentent trois courbes représentant les trois températures testées. Les boues étudiées sur ces figures possèdent un taux d'humidité de 77.5% massique et 58.2% massique de volatil en base sèche. Le temps d'évaporation de l'eau estimé sur la figure 3.3 est d'environ 1min 30 et le temps de dévolatilisation de 2 minutes.

La dévolatilisation est influencée par l'évaporation au début du processus. Bien que la composition des boues testées est différentes des boues de désencrage utilisées dans le LFCI, ces figures donnent une indication du temps nécessaire pour effectuer les deux premières étapes de la combustion hétérogène.



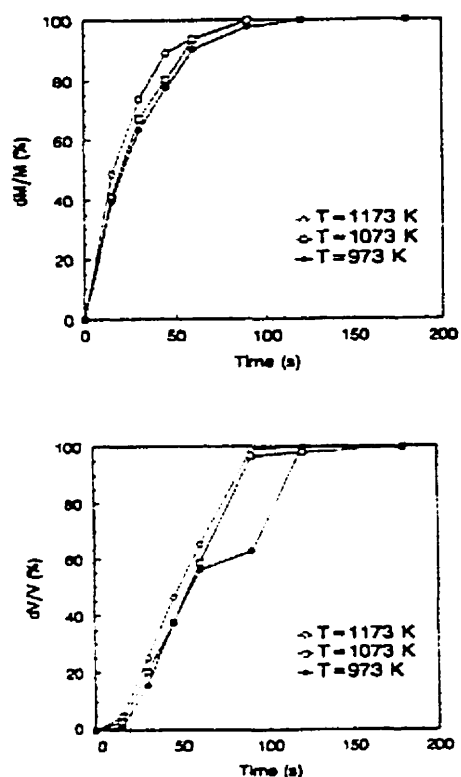


Figure 3.3 - Temps d'évaporation et de dévolatilisation de boues de pâtes et papier. [Xiaodong et al., 1997]

La combustion du "char" (carbone fixé) des particules de boue est un processus complexe à évaluer car la réaction chimique est de nature hétérogène. Une estimation du temps de combustion est essentielle puisqu'elle est l'étape limitante afin d'atteindre une conversion complète des organiques. La réaction chimique étant de nature hétérogène, elle peut se diviser en plusieurs étapes qui sont des étapes de transferts de matière, de transfert de chaleur ainsi que de réaction chimique. La complexité du phénomène porte les chercheurs à modéliser les différentes étapes de réaction afin d'évaluer le temps de combustion. Plusieurs modèles existent pour décrire la combustion hétérogène pour

différentes conditions opératoires et caractéristiques des particules. Les suivants sont les plus importants:

- Réduction du coeur réactif (Unreacted-core model). Pour ce modèle, les réactifs pénètrent la particule jusqu'à la surface de réaction. Cette surface diminue à mesure que la réaction se produit.
- Réaction homogène (Continuous reaction model). Dans ce cas la résistance à la diffusion des réactifs dans la particule est pratiquement nulle et la réaction de combustion a lieu partout à la fois dans la particule entière.

Le modèle du coeur réactif semble le plus plausible pour estimer le temps de réaction. Ce modèle est généralement utilisé pour simuler la réaction hétérogène de combustion du charbon. N'ayant peu ou pas d'information sur la réaction des boues papetières, le charbon est le meilleur substitut pour simuler la combustion des boues. La figure 3.4 présente un schéma d'une particule de boue, les concentrations qui règnent à l'intérieur de la particule durant l'oxydation du carbone fixé et la description des différentes zones du modèle.

Pour appliquer ce modèle et en retirer une expression permettant d'évaluer le temps de combustion complet d'une particule de char, certaines hypothèses doivent être posées.

1. Conditions isothermiques de la particule
2. La taille de la particule est constante
3. La particule est de forme sphérique
4. Diffusion équimolaire des réactifs et produits gazeux dans la particule et le film gazeux
5. Pseudo-régime permanent
6. Réaction chimique de premier ordre irréversible

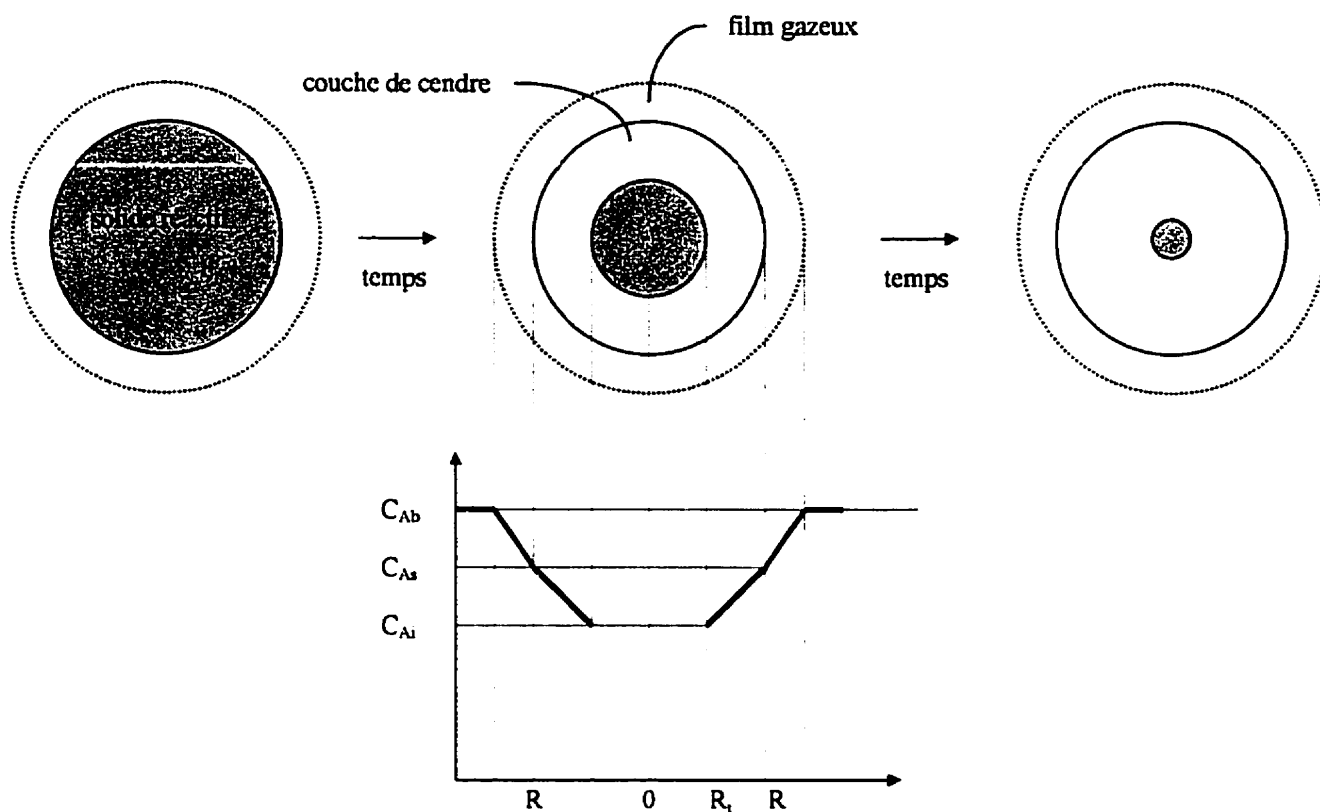


Figure 3.4 - Présentation du modèle du coeur réactif.

En définissant le débit molaire des réactifs dans chacune des couches qui composent la particule de boues soit le film gazeux, la couche de cendre ainsi que la surface de réaction il est possible d'obtenir une expression du débit molaire en fonction de la concentration au coeur (bulk) de la phase gazeuse. Les différentes expressions sont définies comme suit en considérant une réaction de la forme  $A(g) + B(s) \rightarrow R(g)$ .

Diffusion dans le film gazeux

$$R_A \text{ (mol/s)} = 4\pi R^2 k_g (C_{Ab} - C_{As}) \quad (3.3)$$

Diffusion au travers la couche de cendre

$$R_A \text{ (mol/s)} = \frac{4\pi R R_i D_{cs}}{R - R_i} (C_{As} - C_{Ai}) \quad (3.4)$$

Réaction chimique à l'interface du coeur non - réagit et de la couche de cendre.

$$R_A \text{ (mol/s)} = 4\pi R_i^2 k_s C_{Ai} \quad (3.5)$$

À l'aide de quelques manipulations algébriques et en considérant que le taux de diffusion ( $R_A$ ) est constant dans toutes les zones de la particule, le débit molaire est défini par l'expression (3.6).

$$R_A = \left( \frac{1}{4\pi R^2 k_g} + \frac{(R - R_i)}{4\pi R R_i D_{cs}} + \frac{1}{4\pi R_i^2 k_s} \right)^{-1} C_{Ab} \quad (3.6)$$

En reliant l'expression (3.6) au taux de réduction du volume du coeur réactant et en incluant l'expression de la conversion pour une particule sphérique, il est possible d'obtenir une expression du temps de réaction complet en posant la conversion égale à l'unité.

Expression du taux de "mouvement" de la surface réactive

$$-\frac{d}{dt} \left( \frac{4}{3} \pi R_i^2 \frac{\rho_B}{M_B} \right) = \frac{v_B}{v_A} R_A = v R_A \quad (3.7)$$

Expression de la conversion pour une particule sphérique

$$X = 1 - \left( \frac{R_i}{R} \right)^3 \quad (3.8)$$

Expression du temps de combustion pour une conversion totale du carbone ( $X=1$ )

$$t_{X=1} = \left( \frac{R}{3k_g} + \frac{R^2}{6D_{cs}} + \frac{R}{k_s} \right) \frac{\rho_B}{v M_B C_{Ab}} \quad (3.9)$$

Ce modèle est comparé au temps de séjour expérimental au chapitre 4 du présent document.

#### **3.4.4 Les radicaux libres**

Les radicaux libres sont des éléments ou molécules chimiques très réactifs. Ces composés engendrent les réactions en chaîne qui sont des séries de réactions compétitives, consécutives et opposées possédant différents taux de réaction. Ces suites de réaction se produisent dans tous les phénomènes de combustion.

Ainsi, la quantité de radicaux libres dans les lits fluidisés vient influencer les performances de l'unité même si le temps de séjour, ou la température ne sont pas suffisants. Ces composés chimiques viendraient compenser les lacunes des autres paramètres.

### **3.5 LES ÉMISSIONS ATMOSPHÉRIQUES**

Les performances d'une unité de combustion sont décrites par le taux de conversion des déchets alimentés et par les émissions atmosphériques qui sont produites lors de l'incinération. La prochaine partie décrit sommairement la formation des différentes émissions atmosphériques ainsi que les facteurs qui influencent leur concentration.

#### **3.5.1 CO et imbrûlés.**

La présence de ces deux composés dans les émissions atmosphériques d'une unité de combustion dénote une perte d'efficacité de la réaction chimique. À haute concentration le CO peut poser un risque pour la santé puisqu'il possède l'habileté à remplacer l'O<sub>2</sub> sur l'hémoglobine du sang. La production du monoxyde de carbone est une fonction complexe de la réactivité des combustibles, la distribution des combustibles, du mélange gazeux ainsi que l'histoire thermique des gaz à mesure qu'ils s'écoulent dans le système. En résumé, les facteurs qui influencent la concentration de CO dans les émissions sont :

- La température du système
- L'excès d'air
- Le mélange gazeux
- Le temps de séjour dans l'unité

[Sadhukhan et al., 1993]

### 3.5.2 Le $\text{SO}_2$

Ce gaz est produit par l'oxydation du soufre présent dans le déchet incinéré ou dans le combustible. Le  $\text{SO}_2$  est un gaz toxique qui est un irritant pour les yeux, le nez et la gorge et il réagit avec l'humidité de l'atmosphère pour générer les pluies acides. Contrairement aux fournaies traditionnelles, les lits fluidisés ont la capacité d'absorber les émissions de soufre en réagissant avec les inertes présents dans le lit. L'ajout de  $\text{CaO}$  ou de dolomite induit la réaction du  $\text{CaO}$  avec le dioxyde de soufre pour former du  $\text{CaSO}_3$ . Ce composé s'oxyde plus avant pour former du  $\text{CaSO}_4$ . Les cendres des boues et de certains déchets possèdent du  $\text{CaO}$  et l'ajout de quantité supplémentaire est inutile.

### 3.5.3 Les $\text{NO}_x$

Les  $\text{NO}_x$  sont en fait un mélange de plusieurs oxydes d'azote ( $\text{NO}$ ,  $\text{N}_2\text{O}$ ,  $\text{NO}_2$ ). Les  $\text{NO}_x$  sont des gaz précurseurs de la formation du smog et à moindre impact des pluies acides. Les autorités gouvernementales pensent à considérer le  $\text{N}_2\text{O}$  séparément des autres  $\text{NO}_x$ , car il posséderait une influence importante sur le réchauffement de l'atmosphère. Son potentiel comme gaz à effet de serre est plusieurs fois supérieur à celui du  $\text{CO}_2$ . De plus, le  $\text{N}_2\text{O}$  se formerait à plus faible température, donc serait prédominant dans les lits fluidisés qui génèrent moins de  $\text{NO}_x$  classiques justement à cause de leur faible température. La production des  $\text{NO}_x$  est une série complexe d'interactions et de réactions chimiques avec les gaz et les particules présents dans l'enceinte de réaction.

Les NOx sont générés selon trois sources, les NOx thermiques, les NOx de combustibles et les "NOx-prompt". Les NOx thermiques sont formés par l'oxydation de l'azote de l'air à haute température. Leur apport à la concentration totale est considéré négligeable pour des températures comparables à celles des lits fluidisés industriels (inférieures à 1000°C). Cependant, le taux d'aération, les concentrations d'azote moléculaire et d'oxygène peuvent jouer un rôle significatif sur les émissions de NOx thermiques. Les NOx combustibles sont produits par l'oxydation de l'azote présent dans les déchets solides brûlés. La quantité d'azote présent dans un déchet a une influence directe sur les émissions atmosphériques. Les "NOx-prompt" sont produits dans une flamme à combustible riche. Cependant, lorsque l'oxygène est en excès et que la température n'est pas trop élevée, la quantité de "NOx-prompt" est négligeable.

Certaines conditions permettent de réduire la concentration de NOx dans les émissions. Ces conditions sont les suivantes :

- Induire alimentation étagée de l'air de combustion
- Réduire la température de combustion
- Réduire l'excès d'air de combustion. [Sadhukhan et al., 1993]

Ces facteurs démontrent que les lits fluidisés de par leur nature produisent moins de NOx que les fournaies traditionnelles. Les NOx émis d'un lit fluidisé circulant sont moins importants que ceux émis par les lits fluidisés à bulles dû à leur hydrodynamique [Grace, Avidan et Knowlton, 1997].

#### **3.5.4 Les particules.**

La matière particulaire entraînée par les gaz de combustion est produite par différents processus dont les réactions incomplètes des combustibles et l'emportement des particules inertes. Des particules possédant un diamètre moyen inférieur à 10µm sont

risquées pour la santé humaine puisqu'elles s'enfoncent profondément dans les poumons. Ces particules emprisonnées peuvent causer des cancers soit par leur présence soit par le contenu organique sur les particules. Des appareils, tels les filtres à sacs ou les précipitateurs électrostatiques permettent de réduire les émissions particulières sous les normes recommandées.

### 3.5.5 Autres émissions

D'autres émissions peuvent se former lors de l'incinération des déchets solides, parmi elles, on compte les dioxines, les furanes, les HAP et les gaz acides. L'incinération de boues papetières ne produit pas de HCl, mais la plupart des appareils industriels possèdent des absorbeurs qui permettent de récupérer les quantités émises. Les dioxines et furanes sont des organo-chlorés au potentiel toxique très élevé, ils font partie de la gamme des produits les plus dangereux pour la santé humaine. Ils sont cancérigènes en très faible quantité mais à haute température ces composés sont complètement détruits. Les mécanismes exacts de la formation de ces composés ne sont pas encore très bien compris par la communauté scientifique. Trois sources d'émission de dioxine et furane sont proposées: (1) ils sont déjà présents dans les déchets et sont simplement émis, (2) leur formation a lieu lors de la combustion en présence de précurseurs tels les aromatiques chlorés (3) leur formation a lieu durant la combustion par la réaction d'hydrocarbures et de composés chlorés. Un système de récupération des fines ainsi que des mesures de contrôle de températures permettent de minimiser la formation de ces produits toxiques.

Les HAP sont comme les dioxines et les furanes des composés cancérigènes. Même en faibles concentrations, ces composés représentent un risque élevé pour la santé humaine. Les métaux lourds peuvent aussi être émis, soit par la matière particulaire, soit sous forme vapeur ou dans les cendres de combustion. Les métaux importants à tenir compte pour la santé humaine sont le mercure, le plomb, le cadmium et le chrome. Les émissions



gazeuses sont difficilement contrôlables mais les émissions particulières peuvent être réduites par un système de récupération des particules.

### 3.5.6 Émissions types et législations sur les émissions permises.

Il est difficile de trouver des références sur les émissions types et plus difficile encore de comparer les chiffres trouvés car les types de déchets sont rarement identiques. Cependant il existe quelques plages d'émissions qui permettent d'évaluer les concentrations produites. Le tableau 3.19 donne un aperçu des plages d'émissions possibles.

Tableau 3.19 - Plages d'émissions possibles de différents appareils industriels

Émissions	Valeurs	Appareil	Sources
CO	40-300 ppmvs	LFC	[3]
NOx	80-100 ppmvs	LFC	[Piekos et al., 1997]
NOx	200-350 ppmvs	fournaises traditionnelles	[Piekos et al., 1997]

La température est un paramètre important pour l'optimisation des émissions atmosphériques afin d'en réduire le potentiel toxique. Certaines tendances permettent d'ajuster les conditions opératoires afin de réduire les émissions. Ces tendances sont les suivantes:

- Sous la barre de 750°C, le taux de combustion est faible et la génération de CO et des imbrûlés est considérée.
- Le potentiel de capture du SO<sub>2</sub> diminue grandement si la température du lit est supérieure à 850°C
- La concentration de NOx augmente à mesure que la température augmente
- Des températures trop élevées peuvent induire la fusion des cendres. Cette fusion peut être plus importante si les sels qui composent les cendres sont des oxydes de sodium et de potassium.

Les normes environnementales quant aux émissions atmosphériques varient d'une province à l'autre et même d'un pays à l'autre. Habituellement, l'évolution des normes prennent origine de l'État de Californie aux États-Unis. Cet état possède les normes les plus sévères en matière d'environnement et les autres états et pays s'inspirent de ses lois. Les tableaux qui suivent présentent quelques exemples de normes environnementales sur les émissions atmosphériques.

Tableau 3.20 - Normes d'émissions de EPA Illinois [Piekos et al., 1997]

Composés	ppmvs (à 7%O <sub>2</sub> )	Moyenne de temps
Hydrocarbures totaux	10	24 heures
CO	100	4 heures
SO <sub>2</sub>	30	24 heures
NOx	130	24 heures
Opacité	10 %	6 minutes
Particules	0.01 (g/DSCF)	

DSCF - Dry Standard Cubic Feet (standard pieds cubes sec)

Tableau 3.21 - Lignes directrices canadiennes (1989) [C.C.M.E., 1989]

Composés	concentrations à 11%O <sub>2</sub>
Particules	20 mg/Nm <sup>3</sup>
CO	100 ppmvs
SO <sub>2</sub>	100 ppmvs
NOx	210 ppmvs
Dioxines et furanes	0.5 ng/Nm <sup>3</sup>
Plomb	50 µg/Nm <sup>3</sup>
Cadmium	100 µg/Nm <sup>3</sup>
Mercure	200 µg/Nm <sup>3</sup>
Arsenic	1 µg/Nm <sup>3</sup>
Chrome	10 µg/Nm <sup>3</sup>
HAP	5 µg/Nm <sup>3</sup>
BPC	1 µg/Nm <sup>3</sup>
Chlorophénol	1 µg/Nm <sup>3</sup>
Chlorobenzène	1 µg/Nm <sup>3</sup>

## CHAPITRE 4

### PRÉSENTATION ET ANALYSES DES RÉSULTATS

Ce chapitre présente l'ensemble des expériences réalisées sur l'incinération des boues de désencrage dans le LFCI, les conditions opératoires et l'analyse des mesures obtenues.

#### 4.1 ANALYSES CHIMIQUES DES BOUES INCINÉRÉES

Ce paragraphe présente les analyses chimiques des boues incinérées au cours des expériences sur le LFCI. Au chapitre 3, plusieurs analyses ultimes sont présentées, cependant elles ont été recueillies dans différents articles afin de comparer la variabilité des pourcentages massiques des types de boues et des origines. Cependant, ces analyses ne représentent aucunement le contenu des boues utilisées pour les différentes expérimentations.

Les boues incinérées ont été analysées selon une technique appelée "analyse élémentaire". Elle permet de déterminer les pourcentages massiques du carbone (C), de l'hydrogène (H), de l'azote (N) et du soufre (S) dans un échantillon. L'oxygène (O) est déterminée par différence sur les résultats, connaissant la fraction massique totale de volatils de l'échantillon. La quantité de cendres est estimée par perte au feu des boues séchées. Des boues de désencrage originant de deux usines ont été brûlées au cours des expériences, elles proviennent d'usine de désencrage situées dans la région de Montréal. Le PCS des boues est estimé par l'expression (4.1).

$$\text{PCS} = 146.58C + 568.75H + 29.4S - 6.58A - 51.53(O+N) \quad (4.1)$$

L'expression (4.1) est multipliée par 2.326 afin d'obtenir une valeur en kJ/kg de boues sèches et est tirée de [Perry et Green, 1997]. Les C, H, S, A, O et N représentent, respectivement, les pourcentages massiques du carbone, de l'hydrogène, du soufre, des

condres, de l'oxygène et de l'azote. La détermination expérimentale de la valeur du PCS est une manipulation coûteuse qui n'est évaluable que dans des laboratoires privés. Afin de posséder une approximation de cette valeur, l'expression 4.1 est utilisée. Le tableau 4.1 présente les analyses ultimées des boues utilisées.

Tableau 4.1 - Analyses ultimées des boues incinérées dans le LFCI

Composants	Boue 1	Boue 2	Boue 3
Carbone (C)	26.9	25.82	27.10
Hydrogène (H)	3.64	3.44	3.67
Azote (N)	0.21	0.2	0.44
Soufre (S)	0	0	0
Oxygène (O)	36.37	33.51	22.28
Cendres	32.88	37.03	46.51
PCS	9.099 MJ/kg b.s.	8.747 MJ/kg b.s.	10.66 MJ/kg b.s.

Les boues 1 et 2 originent de la même usine et elles ont été récupérées à une année d'intervalle l'une de l'autre. Les boues récupérées ont subi une déshydratation hydraulique afin d'en réduire le poids et le volume. Les analyses présentées dans le tableau 4.1 sont des analyses sèches, cependant les boues des usines sont récupérées humides. Les boues 1 et 2 possèdent un taux d'humidité de 56% massique à la sortie de l'atelier de désencrage et la boue 3 possède un taux d'humidité de 60% massique. L'étude actuelle ne considère que l'incinération des boues sèches, les boues récupérées sont séchées à l'air libre sur une durée de trois à dix jours.

#### 4.2 CARACTÉRISTIQUES DU SABLE

Du sable de type silice est utilisé comme lit dans l'unité. Il possède les caractéristiques présentées au tableau 4.2.

Le sable est l'élément essentiel qui fait du LFCI une unité possédant une grande inertie thermique.

Tableau 4.2 - Caractéristiques du sable utilisé comme lit d'inerte

Caractéristiques	Valeurs
Diamètre moyen	185 $\mu\text{m}$
densité	2600 $\text{kg/m}^3$
porosité à 25°C	0.415

### 4.3 PRÉSENTATION DES EXPÉRIENCES ET DES RÉSULTATS.

Les expériences effectuées peuvent être divisées en trois blocs distincts. Le premier bloc comprend les expériences réalisées lorsque l'alimentation des boues s'effectue par le dos du brûleur. La deuxième série comprend les expériences réalisées lorsque l'alimentation a lieu dans l'annulaire, à la surface du lit de sable. Le troisième bloc est composé des deux dernières expériences réalisées afin d'évaluer le potentiel de récupération des inerts contenus dans les boues. Les prochains paragraphes décrivent les conditions opératoires utilisées et les résultats moyens obtenus lors de l'incinération des boues sèches.

#### 4.3.1 Première série d'expérience - alimentation par le dos du brûleur

Comme expliqué dans le chapitre 1 de ce document, deux modes d'alimentation sont possibles. L'alimentation par le dos du brûleur s'effectue par un tuyau à l'intérieur duquel les particules voyagent par transport pneumatique. De cette manière, les particules de boues entrent directement en contact avec la flamme à haute température. Cette méthode favorise une combustion rapide et efficace.

Le tableau 4.3 présente les conditions opératoires utilisées pour la première série d'expérience ainsi que les résultats moyens obtenus lors des tests.

Tableau 4.3 - Conditions opératoires et résultats moyens de la première série d'expérience

Conditions opératoires	Test 1	Test 2	Test 3	Test 4	Test 5
Débit d'air primaire (Nm <sup>3</sup> /h)	28	18	18	18	18
Débit de gaz naturel (Nm <sup>3</sup> /h)	1.5	1	1	1	0
Débit de boues (kg/h)	14.85	6.31	4.36	3.85	3.85
Total de boue alimenté (kg)	18	19.3	22.7	13.35	3.85
<b>Résultats moyens</b>					
CO (ppmvs corrigé à 11% O <sub>2</sub> )	N/A	520	949	1506	413
NO <sub>x</sub> (ppmvs corrigé à 11% O <sub>2</sub> )	86	39	154	64	371
O <sub>2</sub> (% vol.)	7.89	5.89	7.53	9.8	8.66
Température de traitement (°C)	980	900	950	1000	1000
Conversion organique (%)	78	83.5	89	87	87

Cette série d'expérience fut réalisée en utilisant la sortie du réacteur la plus basse, réduisant la hauteur du lit à 0.86 m (soit 118 kg de sable). Afin de stabiliser l'opération du LFCI, l'air secondaire ne fut jamais utilisé lors de l'incinération des boues. L'utilisation simultanée de l'air pneumatique et de l'air secondaire est impossible dans les conditions actuelles puisque la flamme s'éteint empêchant l'opération adéquate de l'unité. Les boues incinérées dans cette série d'expérience sont de type: boue 1. Le test 5 est un essai sur l'autothermicité des boues sèches, l'alimentation du gaz naturel fut coupée pour une durée d'environ une heure.

Les résultats présentés dans le tableau 4.3 sont des moyennes sur la durée complète des expérimentations. Les concentrations de CO et de NO<sub>x</sub> sont corrigées à 11% O<sub>2</sub> selon l'expression (4.2).

$$[\text{concentration}]_{11\%O_2} = [\text{concentration}]_{\text{mesurée}} \frac{(20.9 - 11)}{(20.9 - \%O_2)} \quad (4.2)$$

La concentration est corrigée à 11% O<sub>2</sub> afin d'éviter que les propriétaires d'incinérateur ne dilue leur effluents gazeux réduisant les concentrations mesurées. Dans l'expression (4.2), le %O<sub>2</sub> représente le pourcentage volumique d'oxygène mesurée à la sortie de l'unité. Ces mesures sont des mesures sèches. La température de traitement correspond à la température moyenne présente dans le "riser" durant l'expérimentation. La conversion organique est obtenue en effectuant la moyenne sur la conversion calculée des échantillons recueillies à la sortie du réacteur à intervalle régulier de 15 minutes.

#### 4.3.2 Deuxième série d'expérience - alimentation dans l'annulaire.

Cette série d'expérience fut réalisée dans l'intention de régler les problèmes constants d'alimentation causés par le mode d'alimentation et d'évaluer les performances lors de l'alimentation des boues dans l'annulaire. Ce type d'alimentation était envisagé pour prendre en considération les avantages du préséchage des déchets humides dans l'annulaire. Le tableau 4.4 présente les conditions opératoires utilisées pour tester ce type d'alimentation.

Tableau 4.4 - Conditions opératoires de la deuxième série d'expérience

Conditions opératoires	test 6	test 7	test 8	test 9	test 10
Débit d'air primaire (Nm <sup>3</sup> /h)	29	29	29	29	29
Débit d'air secondaire (Nm <sup>3</sup> /h)	0	0	0	1	2
Débit de gaz naturel (Nm <sup>3</sup> /h)	1.9	1.9	1.9	1.9	1.9
Débit de boues (kg/h)	4.30	5.02	5.38	4.63	4.69
Total de boue alimenté (kg)	7.10	10.21	10.85	10.57	12.12
Hauteur du lit (m)	0.86	1.2	1.2	1.2	1.2
Type de boue incinéré	1	1	3	1	1
<b>Résultats moyens</b>					

CO (ppmvs corrigé à 11% O <sub>2</sub> )	1971	924	2122	1361	1876
NOx (ppmvs corrigé à 11% O <sub>2</sub> )	73	67	201	93	51
O <sub>2</sub> (% vol.)	5	7	11	8	2
Température de traitement (°C)	850	830	864	747	804
Conversion organique - sortie (%)	42	47	56	90	97
Conversion organique - cyclone (%)	91	95	93	92	89

Contrairement à la première série d'expérience, l'échantillonnage des fines récupérées par le cyclone a permis d'observer une conversion organique supérieure des fines comparée à la conversion des particules à la sortie de l'unité. Les raisons de ce phénomène seront explicitées plus avant dans les prochains paragraphes de ce document. Dans la deuxième série de test, la température de traitement est la température du lit de sable puisque les réactions de dévolatilisation se font à la surface du lit mobile.

Étant donné le mode d'alimentation, l'air secondaire peut être utilisé sans perturber la flamme du brûleur. Cependant, comme mentionné au chapitre 1, la valeur maximale possible d'air secondaire pour une opération stable est de 2.0 Nm<sup>3</sup>/h. Cette limite, restreint la variation de l'air secondaire à une plage de 0 à 2 Nm<sup>3</sup>/h. Afin d'étudier le temps de séjour des particules dans l'unité, deux sorties sont utilisées. Le type de boue incinéré est le même pour toutes les expériences sauf pour le test 8 pour lequel le type boues 3 fut utilisé. 165 kg de sable frais sont nécessaire pour générer un lit de sable de 1.2 m dans le LFCI.

#### 4.3.3 Troisième série d'expérience - potentiel de récupération des inertes.

La troisième série d'expériences avait pour but de simuler une opération optimale de l'unité lors de l'incinération des boues de désencrage. Ayant explicité les conditions opératoires optimales de l'unité pour l'alimentation dans l'annulaire, deux tests ont été effectués. Ces tests ont été réalisés en bloquant la sortie de l'unité afin d'évaluer la possibilité d'utiliser le cyclone comme sortie de l'unité. L'observation des résultats



présentés dans le tableau 4.4 démontre que la conversion organique est supérieure à la sortie du cyclone. De plus ces deux expériences ont été réalisés afin de déterminer le potentiel de récupération et de réutilisation des inertes des boues de désencrage. Le tableau 4.5 présente les conditions opératoires utilisées pour étudier les performances environnementales de l'unité lors de l'incinération des boues.

Tableau 4.5 - Conditions opératoires de la troisième série d'expérience

Conditions opératoires	test 11	test 12
Débit d'air primaire (Nm <sup>3</sup> /h)	29	29
Débit d'air secondaire (Nm <sup>3</sup> /h)	1.5	1.5
Débit de gaz naturel (Nm <sup>3</sup> /h)	1.9	1.9
Débit de boues (kg/h)	8.62	8.79
Total de boue alimenté (kg)	22.34	21.23
Hauteur du lit (m)	1.2	1.2
Type de boue incinéré	2	2
<b>Résultats moyens</b>		
CO (ppmvs corrigé à 11% O <sub>2</sub> )	1018	2113
NOx (ppmvs corrigé à 11% O <sub>2</sub> )	145	100
O <sub>2</sub> (% vol.)	6.8	8.3
Température de traitement (°C)	750	780
Conversion organique - cyclone (%)	N/D	91.4
Conversion organique - cheminée (%)	N/D	92.9

Les boues 1 et 2 originent du même endroit, elles possèdent des caractéristiques chimiques similaires, cependant le type 2 est plus granuleux que floconneux après séchage. Le même réglage de la vitesse de la vis que la deuxième série était appliqué pour la troisième série, mais le débit moyen est passé de 4.73 à 8.71 kg/h. Cette conséquence ne semble pas avoir eu un effet marqué sur les résultats moyens mesurés.

Une grande partie des fines produites par la combustion des boues de désencrage ne sont pas récupérées par le cyclone et sont acheminées dans la cheminée. C'est dans cette optique que les fines prisonnières de la cheminée sont elles aussi analysées afin d'évaluer la conversion organique des particules. La conversion organique n'a pu être évaluée pour le test 11, puisque le cyclone s'est rempli de fines et l'échantillonnage était impossible à réaliser.

#### **4.4 ANALYSES DES RÉSULTATS**

Cette partie du document est divisée en trois parties distinctes. La première présente l'efficacité technique de l'appareillage, explique les principaux problèmes techniques rencontrés durant les différentes expérimentations. La deuxième partie discute des performances environnementales et analyse les résultats obtenus. La dernière partie présente une évaluation économique sommaire en comparant différents scénarios qu'une usine peut utiliser pour se débarrasser de ses déchets solides.

##### **4.4.1 Efficacité technique de l'unité**

Le nombre d'expériences réalisées est faible s'il est comparé au nombre de tentatives d'expériences. Les problèmes d'alimentation survenus aussi bien dans la première série que dans les deux autres ont réduit grandement le nombre d'expériences. Une estimation évalue à environ 50% les expériences tentées dont les résultats sont analysables. En plus des problèmes d'alimentation, des arrêts automatiques du réacteur lors de la chauffe contribuent à abaisser ce pourcentage.

###### ***4.4.1.1 Alimentation par le brûleur***

Afin d'alimenter les boues par le brûleur, un tuyau achemine les particules par transport pneumatique. Ce tuyau possède un coude qui redirige les boues vers le haut pour les

transporter dans la flamme du brûleur. Ce coude crée une restriction, réduisant la section d'alimentation et favorisant la création de bouchon formé de boues sèches. Les boues sèches sont des particules floconneuses et fibreuses qui sont très solides lorsqu'elles ne sont pas brûlées. Elles possèdent des caractéristiques physiques qui facilitent leur agglomération et la création de bouchon dans des espaces restreints. Une fois le bouchon présent les particules s'accumulent empêchant l'alimentation dans le "riser". Avant de se rendre compte de la présence du bouchon, il est possible d'alimenter pendant une dizaine de minutes. La figure 4.1 présente un schéma de l'alimentation des boues par le "riser".

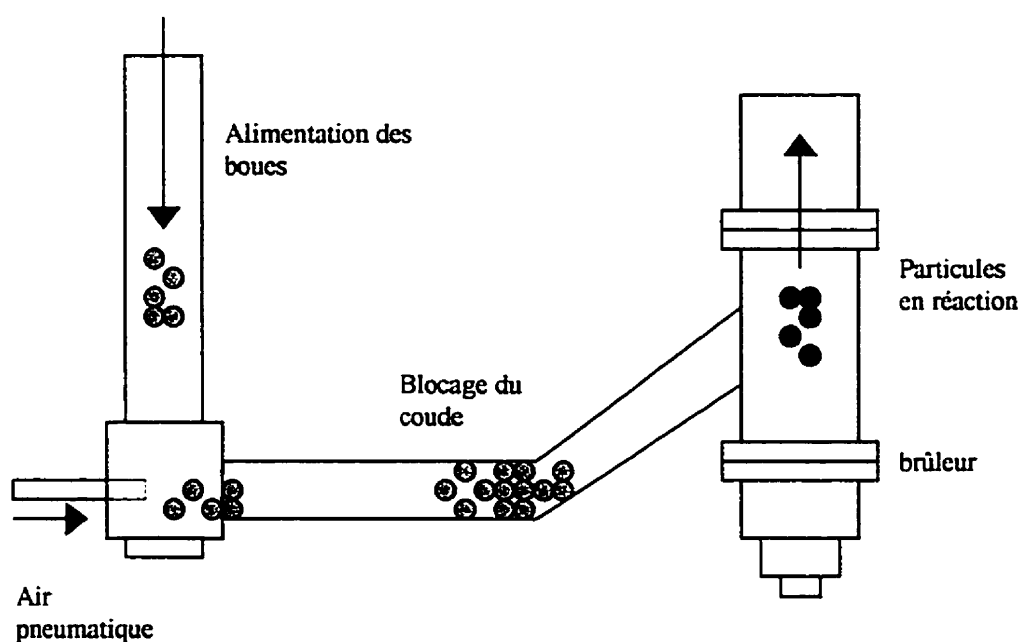


Figure 4.1 - Alimentation des boues par le "riser".

Plusieurs modifications des conditions et de l'alimentation ont été tentées afin de réduire ou même empêcher ces problèmes:

- La réduction du débit de boues alimentées - favorise une augmentation du rapport massique entre l'air pneumatique et les particules dans le tube de transport. Le maximum de débit d'air pneumatique pouvant être alimenté est de 10 Nm<sup>3</sup>/h. Les

limites physiques de l'unité contraignent le rapport massique à un maximum de 4.2. Certains auteurs [Kraus, 1968; Williams, 1983] favorisent des rapports massiques supérieurs à 20:1. Les expériences furent tentées même si le rapport n'était pas suffisant car l'alimentation du sable par la section pneumatique fonctionne correctement.

- Changement de la configuration de la section pneumatique - retirer la présence de la restriction physique créée par le coude qui relie la section pneumatique au brûleur.

Un tuyau complet fut plié et soudé directement sur le brûleur.

Ces modifications n'ont pas amélioré l'alimentation des boues poussant l'équipe de recherche à songer à un autre mode d'alimentation.

#### *4.4.1.2 Alimentation dans l'annulaire.*

Pour ce mode d'alimentation, la vis d'Archimède bloque par l'accumulation de boues sèches dans la section morte du bout de la vis. La figure 4.2 donne un aperçu des problèmes et de la configuration de l'alimentation des boues dans l'annulaire. Les boues de désencrage sèches, contrairement, au sable sont des particules très légères, leur densité est de l'ordre de  $350 - 400 \text{ kg/m}^3$ . Lors du fonctionnement de l'unité, les gaz de combustion et l'air alimenté tentent de sortir et le tuyau d'alimentation est une voie d'accès. L'air souffle dans l'entrée retenant certaines particules dans la vis. La vis tourne continuellement, les particules qui ne tombent pas dans l'alimentation sont transportées plus avant dans un point mort de la vis. Majoritairement les particules tombent par gravité dans le réacteur, cependant un faible pourcentage reste prisonnier dans la vis. Deux heures sont habituellement nécessaires afin que l'accumulation soit suffisante pour empêcher la vis de tourner.

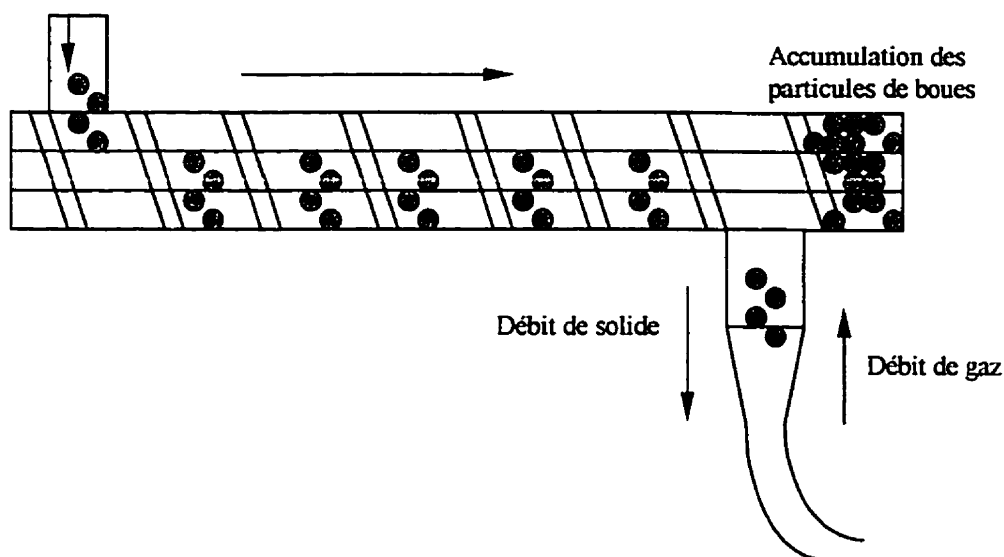


Figure 4.2 - Configuration de l'alimentation des boues dans l'annulaire

L'accumulation des boues génère un autre type de problème lors de l'alimentation par l'annulaire. La température présente dans la vis augmente lorsque les gaz chauds remontent ce qui produit la dévolatilisation partielle des boues accumulées. Ce phénomène engendre des gaz d'odeurs désagréables avec la présence d'une fumée âcre et épaisse. Afin de remédier à ce problème, de l'azote en bonbonne est injecté directement dans le cône de l'alimentation, empêchant la remontée des gaz chauds et favorisant le refroidissement partiel du tuyau d'alimentation. L'azote est injecté à un débit d'environ 0.9 l/s. La réaction de dévolatilisation fut inhibée après cet ajout, mais une faible quantité de fumée était toujours produite par la chaleur transmise par le contact entre le réacteur et la vis.

#### 4.4.1.3 Autres problèmes

Une fois le réacteur en phase de chauffage, il arrive quelques fois que la flamme s'éteigne d'elle même durant la nuit. Ce phénomène incontrôlable limite l'utilisation efficace du réacteur.

Le réacteur, une fois éteint ne peut plus être redémarré. Ce phénomène se produit car le sable du lit tombe lentement dans le brûleur éteint, s'accumule et bouche les arrivées de gaz et d'air. Seul un design plus performant permettra d'enrayer ce type de problème.

Quelques modifications doivent être apportées afin d'optimiser l'utilisation des boues de désencrage comme déchet à traiter dans le LFCI. La plus importante sera de déterminer, trouver ou designer un mode d'alimentation efficace, aussi bien pour les boues sèches que les boues humides. Mais dans l'ensemble, l'unité fonctionne correctement lors de l'incinération de ce type de déchet.

#### 4.4.2 Les performances environnementales des différents tests

Les mesures des paramètres incontrôlables déterminées par les conditions opératoires des différentes expériences sont présentées dans le tableau 4.6. La bague utilisée lors de toutes les expériences est celle qui possède les trous de 1.5cm de diamètre. Les bagues possédant les trous plus fins ne sont pas utilisées puisqu'il peuvent empêcher la circulation des particules de boues. La bague possédant des trous de diamètre de 2 cm cause des problèmes à la stabilité de la flamme car la quantité de particules est trop importante.

Tableau 4.6 - Conditions opératoires imposées par les paramètres contrôlables

Tests	Ug	Gs	T "riser" ini.	T ann. ini.
	(m/s)	(kg/m <sup>2</sup> s)	(°C)	(°C)
Test 1	6.6	20	866	756
Test 2	4.4	26	900	700
Test 3	4.5	27	950	680
Test 4	4.7	29	1000	685
Test 5	4.7	32	1000	685

Test 6	7.8	27	1010	834
Test 7	7.6	28	990	814
Test 8	7.8	28	1020	842
Test 9	7.1	102	865	717
Test 10	7.6	170	925	784
Test 11	7.1	143	853	689
Test 12	7.2	154	865	730

Ug: vitesse superficielle dans le “riser”

Gs: taux de circulation solide

T “riser” ini.: température initiale du “riser” (avant alimentation des boues)

T ann. ini.: température initiale dans l’annulaire (avant alimentation des boues)

Les conditions présentées dans le tableau 4.6 sont corrigées aux températures initiales dans le “riser” et dans l’annulaire. Elles sont déterminées par les facteurs contrôlables (débits d’air, de gaz). L’alimentation des boues change les conditions thermiques à l’intérieur de l’unité en générant de l’énergie. La vitesse superficielle des gaz dans le “riser” ainsi que le taux de circulation solide varieront lorsque la température de l’unité augmentera.

#### *4.4.2.1 La température*

Le prochain paragraphe décrit l’évolution de la température dans l’unité lorsque les boues de désencrage sont alimentées. Selon le mode d’alimentation, l’effet sur les températures n’est pas identique bien que certains aspects sont similaires. La température est principalement fonction du degré de conversion organique et des conditions opératoires initiales. La combustion des particules solides s’effectue en trois étapes: la déshydratation, la dévolatilisation et combustion des gaz et finalement la combustion du carbone fixé. Dans le cas étudié, la déshydratation ne s’applique pas puisque les boues sont sèches.

Le changement de température des différents points de mesure indique l'endroit où a lieu la combustion et si l'alimentation des déchets dans l'unité est constante. Des variations prononcées dans les mesures de températures désignent rapidement si l'alimentation est bloquée. Les figures 4.3 et 4.4 présentent l'évolution de la température dans l'annulaire lorsque l'alimentation des boues s'effectue par le "riser" et par l'annulaire respectivement. Ces figures montrent les tendances typiques rencontrées durant tous les expériences effectuées.

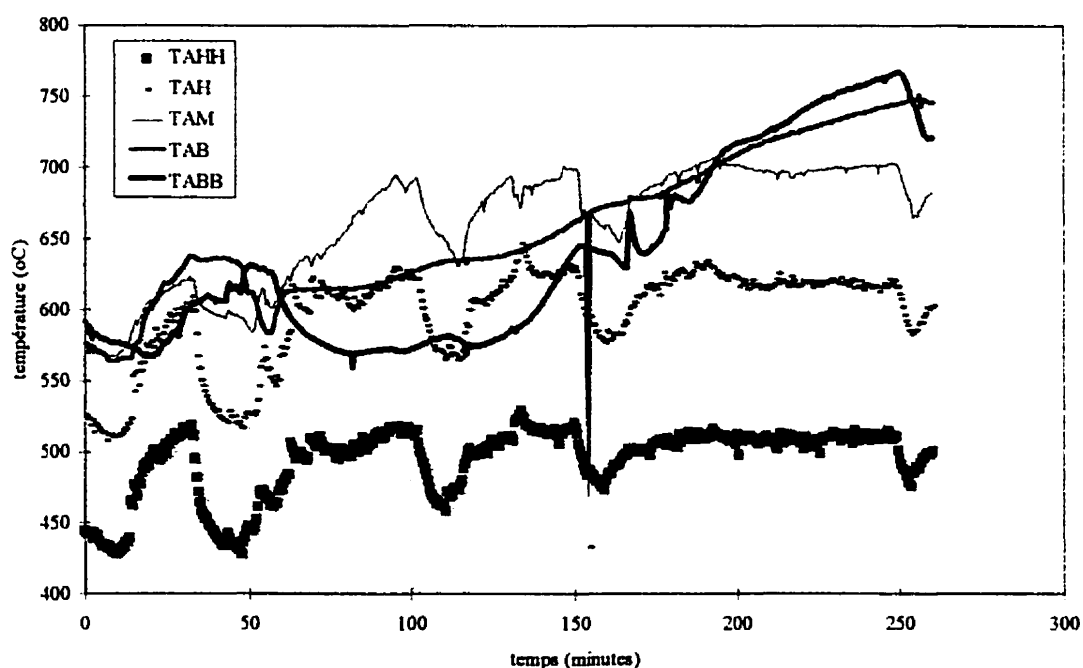


Figure 4.3 - Évolution typique de la température dans l'annulaire lorsque les boues sont alimentées par le bas du "riser" (conditions opératoires du test 4).

La figure 4.3 présente de grandes variations de la température, elles sont provoquées par l'alimentation instable des boues par la section pneumatique. L'arrêt de l'alimentation par le blocage du tuyau a un effet rapide sur la température à l'intérieur du réacteur. Les températures des thermocouples situés dans la zone de désengagement (TAH et TAHH) varient rapidement au début de l'expérimentation indépendamment du mode



d'alimentation. La légère baisse s'explique par l'absorption de l'énergie par les boues nécessaires à la dévolatilisation et l'allumage des particules. Par la suite, la hausse de température indique que la combustion des gaz dévolatilisés se produit dans la zone de désengagement du réacteur. Ce phénomène est similaire à la combustion dans les lits fluidisés à bulles, où la dévolatilisation des particules se fait dans le lit et la combustion des gaz à sa surface, générant des températures supérieures dans la zone de désengagement [Makansi, 1984].

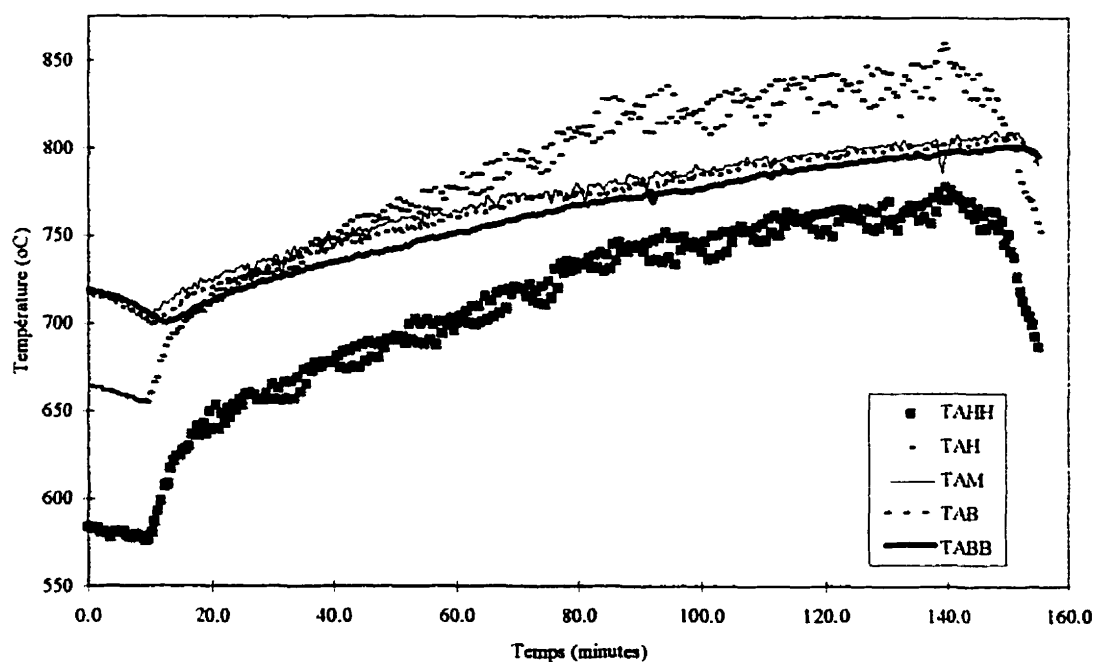


Figure 4.4 - Évolution typique de la température dans l'annulaire lorsque les boues sont alimentées dans l'annulaire (conditions opératoires du test 12).

L'analyse des deux figures précédentes permet de prouver que la combustion des boues n'est pas complète dans le "riser" et se poursuit dans le lit de sable et la zone de désengagement, puisque les courbes de températures dans la zone de désengagement ont un comportement similaire. Cependant, les températures dans la zone de désengagement de

la figure 4.3 se stabilisent rapidement car une partie de la réaction à lieu dans le “riser” et la chaleur est transmise aux gaz et particules. Tandis que sur la figure 4.4, la température continue d’augmenter car toutes les réactions se produisent dans l’annulaire et la zone de désengagement

Les figures 4.5 et 4.6 présentent l’évolution de la température à l’intérieur du “riser” lorsque l’alimentation des boues a lieu dans le “riser” et dans l’annulaire respectivement.

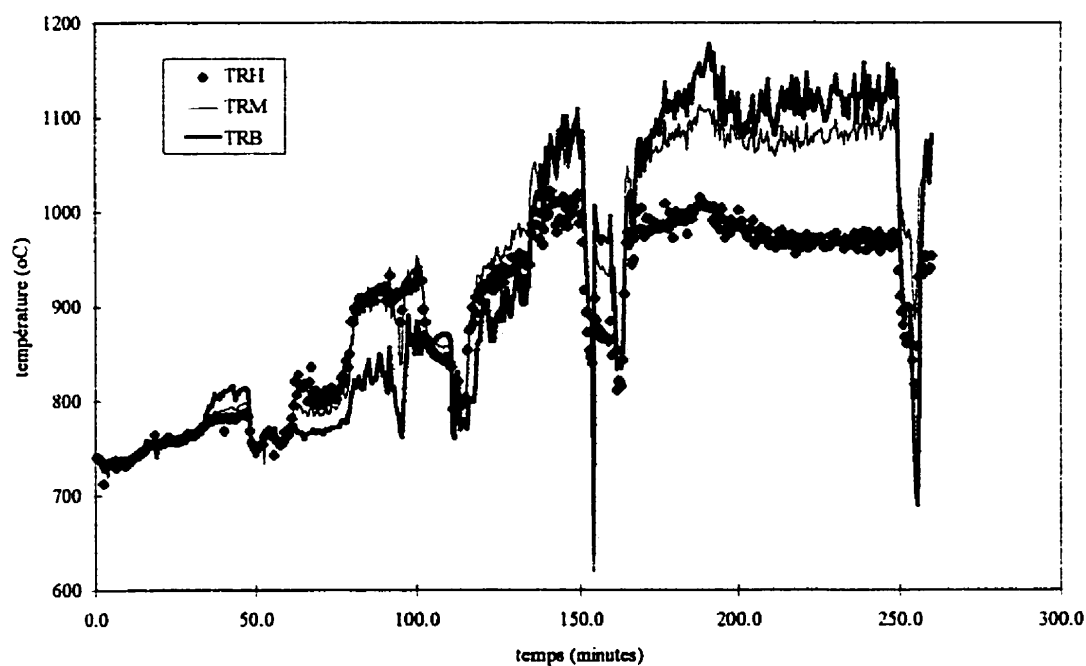


Figure 4.5 - Évolution de la température dans le “riser” lorsque les boues sont alimentées dans le “riser” (conditions opératoires du test 4).

Dans les deux cas présentés la température dans le “riser” augmente avec l’alimentation des boues. Cependant la cause de cette augmentation n’est pas la même dans les deux cas. Lorsque les boues sont alimentées par le “riser”, la dévolatilisation et certaines réactions chimiques se produisent, fournissant une importante quantité d’énergie pour chauffer les particules et les gaz. Tandis que lors de l’alimentation par l’annulaire, il n’y a

pas réaction immédiate dans le “riser” puisque les particules doivent avoir séjourné dans le lit de sable avant de pénétrer dans le “riser”. Ainsi, la chaleur transmise au “riser” l’est par convection et radiation de la chaleur libérée lors des réactions de combustions à la surface du lit et par circulation des particules dans le “riser”. Comme prouvé par le test 5, la quantité d’énergie fournie par la combustion des boues sèches est suffisante pour permettre de maintenir les conditions opératoires à l’intérieur de l’unité et favoriser la combustion à haute température. Aux conditions utilisées pour les tests, l’énergie produite par la combustion des boues correspond à environ 50% de l’énergie totale injectée au réacteur.

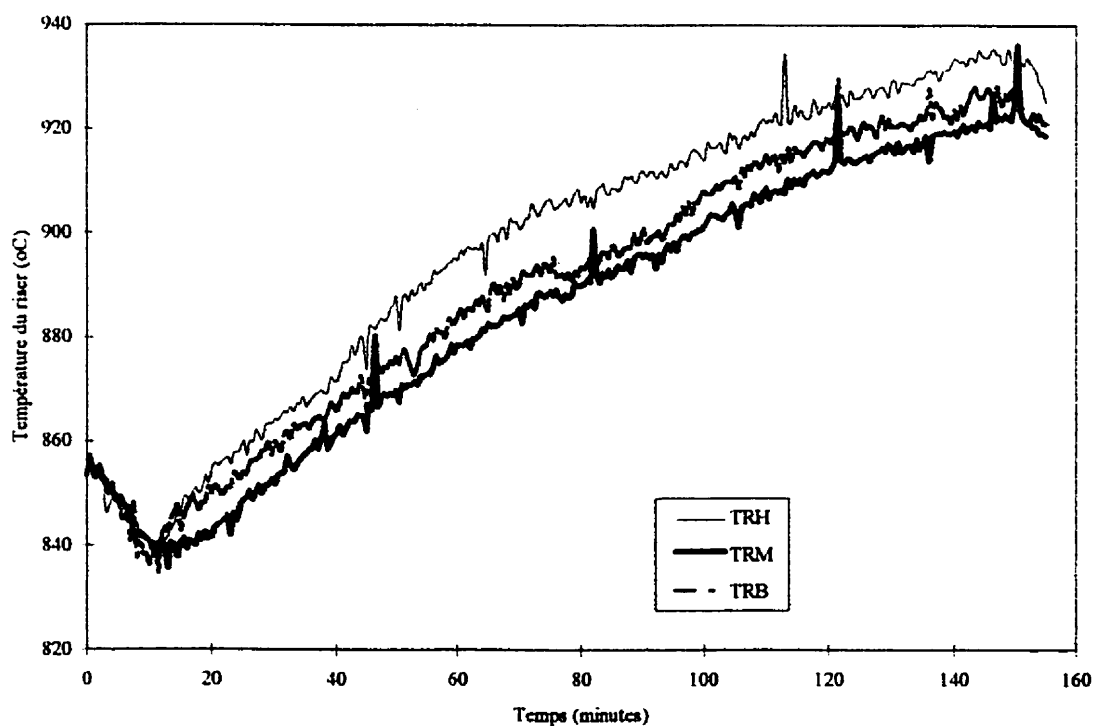


Figure 4.6 - Évolution de la température dans le “riser” lorsque les boues sont alimentées dans l’annulaire (conditions opératoires du test 12).

#### *4.4.2.2 Les émissions de SO<sub>2</sub>*

Les tests de 1-12 ne présentent pratiquement pas d'émissions d'oxyde de soufre. Ce comportement est prévisible puisque la plupart des compositions massiques des boues (chapitre 3 et tableau 4.1) ne présentent que peu ou pas de soufre. Ce faible contenu en soufre génère des émissions caractéristiques de 0 - 2 ppmvs en moyenne pour les différentes expériences. Ces émissions, inférieures aux normes recommandées (100 ppmvs), sont inoffensives pour la santé humaine et sont considérées négligeables. Les conditions opératoires n'influencent pas les faibles émissions c'est le contenu en soufre qui induit ce type d'émissions. Cependant un haut contenu en soufre, si le cas se produisait, pourrait être absorbé grâce aux fortes concentrations de CaO dans les inertes des boues. Ce produit favorise la capture des émissions de SO<sub>2</sub>.

#### *4.4.2.3 Les émissions de CO.*

Les différents résultats des moyennes de concentrations dans les tableaux 4.3, 4.4 et 4.5 montrent que les émissions de CO sont très élevées et supérieures aux normes recommandées. Cette norme décrite au chapitre 3 du présent document, est de 50 ppmvs corrigée à 11% O<sub>2</sub>. L'unité a un gros problème d'émission de CO qui est provoqué par une mauvaise combustion dans l'unité. Le problème se répète aussi bien si l'alimentation est effectuée dans le "riser" ou dans l'annulaire. Les concentrations de CO élevées peuvent être dangereuses pour la santé humaine et tout appareil d'incinération industriel doit émettre du CO sous les normes adoptées par les autorités gouvernementales.

Lorsque les boues sont alimentées dans le "riser", elles dévolatilisent à haute température emettant le carbone qu'elles contiennent sous forme de CO, par la suite le CO réagit avec l'oxygène disponible dans les gaz pour former du CO<sub>2</sub>. Comme démontré dans les tableaux 4.3, 4.4 et 4.5, la quantité d'oxygène disponible est suffisante pour permettre une bonne combustion puisque la plus faible valeur moyenne mesurée est de 5.89% vol. d'oxygène. Le test 5, fut réalisé en coupant l'alimentation du gaz naturel. La concentration moyenne de CO est inférieure pour le test 5 comparée aux test 1-4. Cette

observation laisse entrevoir une perturbation de la combustion du gaz naturel en présence des boues de désencrage.

Une observation des concentrations moyennes des tests présentés au tableau 4.4 montre que les concentrations de CO sont plus élevées que celles mesurées lors de l'alimentation des boues dans le "riser" (tableau 4.3). Cette tendance suppose que le problème de CO se produit dans la zone de désengagement. Lorsque les boues sont alimentées dans le "riser", une partie du carbone est dévolatilisée et brûlée en milieu oxydant. Étant donné que le temps de séjour des gaz dans le "riser" est très court, la combustion complète du CO est impossible et se poursuit dans la zone de désengagement. Lorsque les gaz passent du "riser" à la zone de désengagement, ils subissent une diminution importante de température (de l'ordre de 200°C en moyenne). La réaction se poursuit dans la zone de désengagement, mais le taux de réaction est plus faible. Les gaz continuent de réagir lorsqu'ils parcourent le chemin non isolé du train de gaz. Dans ce système de tuyauterie, les gaz parcourent environ 2 m de tuyau d'acier non isolé permettant à la chaleur de s'échapper des gaz par convection naturelle. Ainsi, la température passe habituellement de 680°C à seulement 320-350°C. Cette nouvelle baisse de température diminue grandement le taux de réaction chimique.

Lorsque les boues sont alimentées dans l'annulaire, le phénomène provoqué dans la zone de désengagement est amplifié puisque la partie de CO qui réagit dans le "riser" ne le fait pas dans l'annulaire. Un phénomène de dévolatilisation peut aussi induire une augmentation de la concentration de CO. Les boues sont dévolatilisées à la surface du lit à plus faible température. Si, par hypothèse, la dévolatilisation des boues de désencrage est de la même nature que le charbon, le taux et la composition des gaz de dévolatilisation sont différents selon la température [Anthony et Howard, 1976]. Ces deux phénomènes ont un effet marqué sur la quantité de CO émise lors de la dévolatilisation des boues. Par la suite, les CO émis réagissent avec l'oxygène présent dans la zone de désengagement comme pour les boues alimentées par le "riser".

Les fortes concentrations de CO lors des différentes séries d'expériences sont produites par les faibles températures présentes dans la zone de désengagement de l'unité. Comme mentionné dans le chapitre 3, des températures inférieures à 750°C induisent une baisse du taux de réaction et des émissions de CO considérables.

La figure 4.7 présente le comportement typique des concentrations de CO lors des différentes expériences. Les émissions sont très aléatoires, ces perturbations sont causées par le type d'alimentation utilisé. Une vis sans fin produit un débit sinusoïdale qui est plus ou moins évident selon la vitesse de rotation de la vis. Le régime transitoire de l'appareil induit lui aussi certaines variations dans les mesures des émissions. Les résultats sont obtenus en régime transitoire, la variance type des émissions de CO est d'environ 993 ppmvs. Ce type de variation rend l'analyse des résultats obtenus peu représentatif. Ainsi tous les résultats présentés dans les différents tableaux sont des tendances qu'ils faut analyser et non des valeurs absolues puisque leur variance est trop élevée.

Afin de régler les problèmes des émissions certaines solutions peuvent être envisagées. La première est d'augmenter la température dans la zone de désengagement et isoler le train de gaz en acier qui achemine les gaz du haut du réacteur vers la cheminée. Comme décrit au chapitre 3, la combustion est fonction de 4 paramètres : la température, la turbulence (mélange), le temps de séjour et la présence de radicaux libres. Le temps de séjour peut être sensiblement varié par les conditions opératoires (débit d'air principalement). L'utilisation d'un "after burner" ou unité de post combustion est une autre solution plus facilement implantable sur ce type d'unité. De cette façon les gaz pénètrent une chambre à très haute température qui permet l'achèvement de l'oxydation du CO.

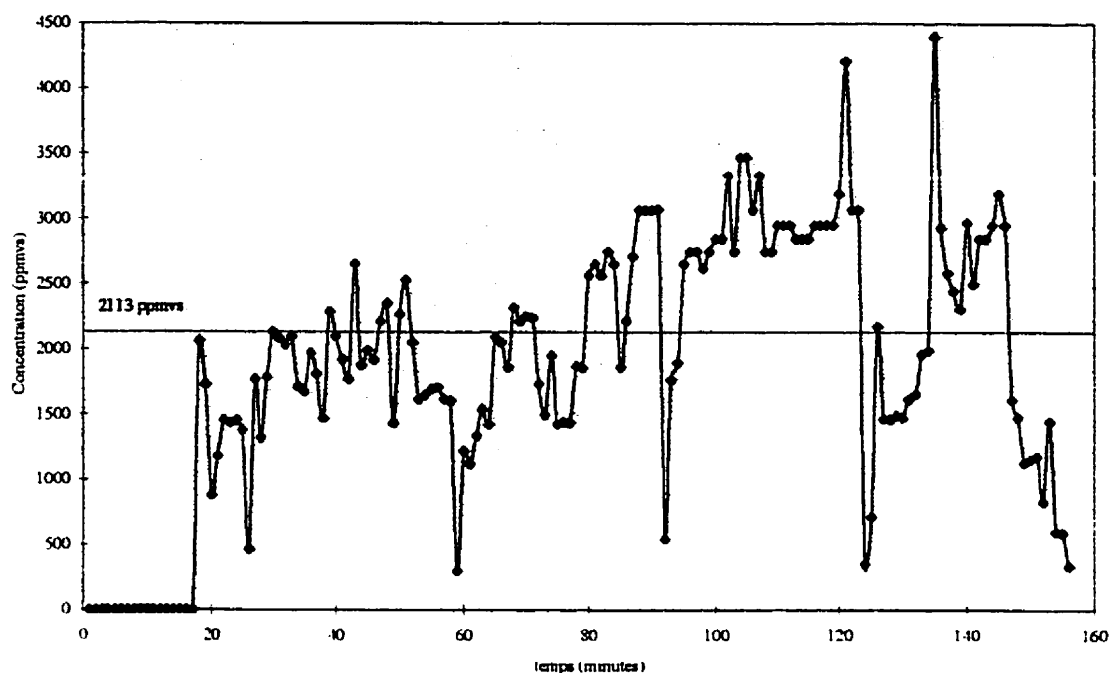


Figure 4.7 - Émissions de CO typiques (conditions opératoires du test 12)

#### 4.4.2.4 Les émissions de NOx

Comme les émissions de CO, les émissions de NOx ont un comportement oscillatoire qui est produit par l'alimentation par la vis sans fin et le régime d'opération transitoire. Tout comme les émissions de CO, les émissions de NOx sont très oscillatoires et possède une variance type d'environ 55 ppmvs. L'analyse est faite sur des tendances et non des résultats absolues. Les émissions moyennes de NOx sont présentées dans les tableaux 4.3, 4.4 et 4.5. La plupart des concentrations moyennes sont inférieures aux normes décrites de 210 ppmvs sauf pour le test 5, lequel est réalisé sans l'alimentation de gaz naturel. Avant que les boues ne soit alimentées pour les différents tests, la flamme de la combustion entre le gaz naturel et l'air génère une faible concentration de NOx de l'ordre de 13-15 ppmvs. Ces NOx sont considérés comme des NOx-thermiques et sont générés dans la flamme à haute température. L'augmentation des NOx après le début de l'alimentation des boues est marquée et est générée par la dévolatilisation de l'azote

contenu dans les déchets. Cette augmentation est présentée sur la figure 4.8. Le délai qui existe entre le temps initial et le temps de montée est composé de l'addition du temps de séjour des première boues dans la vis et le début de la réaction chimique dans l'unité.

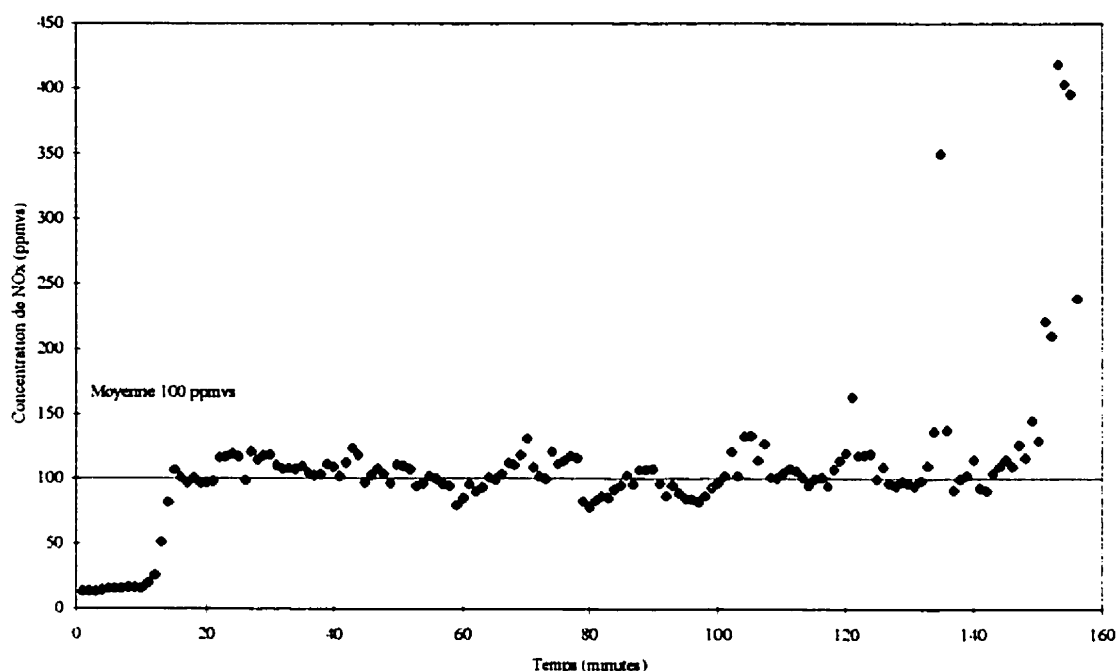


Figure 4.8 - Évolution typique des émissions de NOx (conditions opératoires du test 12)

Les concentrations mesurées après le début de l'alimentation sont inférieures à la quantité d'azote contenu dans les boues. D'après les mesures, environ 20% de l'azote combustible réagit pour former les NOx. Bien que le milieu oxydant de l'unité laisse présager des concentrations importantes de NOx, elles ne le sont pas à part celles mesurées lors du test 5. Les concentrations produites lors du test 5 peuvent être expliquées par la quantité importante d'oxygène disponible puisqu'il n'est plus utilisé pour la combustion du gaz naturel. Certains facteurs peuvent expliquer les faibles concentrations de NOx rencontrées lors des différentes expériences. Premièrement les faibles températures générées dans l'unité. Les NOx sont majoritairement produits à



haute température. Les conditions opératoires présentes pour les différents tests se situent entre 550 et 800°C dans la zone de désengagement. Ces conditions favorisent de faibles émissions de NOx. Un deuxième facteur peut expliquer la présence de faibles concentrations lors de l'opération de l'unité. Certains auteurs s'entendent pour dire que la présence de CO, de "char" et de particules inertes lors de la formation des NOx défavorisent les réactions de formation de ces oxydes [Mukadi, 1998]. Il semble que la présence des très fortes concentrations de CO dans les émissions ont favorisé les faibles émissions de NOx. Ce facteurs est à double tranchant, puisqu'en favorisant la diminution du NOx, le CO à plutôt tendance à augmenter.

#### 4.4.2.5 *Étude des particules.*

La conversion organique des boues de désencrage est estimée par la formule suivante:

$$X = \frac{(x_0 - x)}{x_0}$$

où  $X$  : la conversion massique des volatils (%)

$x_0$  : la fraction massique d'organiques avant le traitement (% massique)

$x$  : la fraction massique d'organiques après traitement (% massique)

La fraction massique des organiques avant traitement est fournie par l'analyse élémentaire, celle après traitement est évaluée par la méthode de perte au feu. Cette méthode consiste à peser un échantillons de particules de boue avant et après l'avoir chauffé dans un four à près de 900°C. Les différents résultats présentés dans les tableaux 4.3, 4.4 et 4.5 ont été évalués par cette méthode. Les conversions sont des moyennes obtenues sur l'ensemble des particules recueillies dans l'échantillon dont le sable est retiré par tamisage. Les résultats sont approximatifs puisqu'il existe dans le mélange des fines de boue qui traversent le tamis (environ 1% de la masse récupérée) et que les particules testées possèdent une distribution de taille de particules dont le taux de conversion peut

varier selon le diamètre des particules. Des échantillons sont récupérés à la sortie du réacteur par échantillonnage régulier durant l'expérimentation, habituellement aux 15 minutes. Des échantillons sont recueillis à la sortie du cyclone durant l'expérimentation à intervalle régulier de 30 minutes. Après la purge du lit, des échantillons sont récupérés parmi les particules de boues retirées du lit. Des répliqués sur les échantillons ont permis d'évaluer l'erreur créée par ce type de mesure. Les conversions à la sortie du lit sont  $\pm 0.6\%$  exactes, les échantillons à la sortie du cyclone de  $0.6\%$  exactes et les échantillons du lit à  $2.2\%$  exactes. L'erreur mesurée pour les échantillons recueillis du lit provient de la ségrégation formée dans le lit de sable. Certaines particules recirculent et des nouvelles sont alimentées continuellement dans le lit ce qui crée une ségrégation de la conversion des particules. Lorsque le lit est vidé, toutes les particules se mélangent ce qui génère une plus grande diversité du taux de conversion organique donc une erreur sur la valeur moyenne plus importante.

Pour les séries d'expérience deux et trois, la sortie du cyclone est utilisée comme point d'échantillonnage en plus de la sortie du réacteur. Les particules qui sortent par le cyclone sont celles qui sont suffisamment petites pour être entraînées par le courant gazeux. Les mesures de conversion des particules du cyclone sont toujours supérieures à 90%. Puisqu'elles sont petites, plus le temps de séjour nécessaire dans l'unité pour obtenir de haut degré de conversion est court. Le degré de conversion des échantillons recueillis à la sortie de l'unité dépend du mode d'alimentation utilisé ainsi que de la hauteur du lit de sable. Selon la configuration du réacteur, les seules particules qui peuvent sortir par la sortie sont les particules alimentées par l'annulaire et les particules recirculées dans le "riser". Les tests 6-8 (tableau 4.4) présentent de faibles conversions si elles sont comparés aux tests 1-5 (tableau 4.3). Cette différence est produite par une dérivation des particules qui sont alimentées par l'annulaire. Ces particules restent dans l'unité assez longtemps pour commencer le processus de dévolatilisation mais pas assez pour brûler. Ainsi elles voyagent de l'entrée du réacteur vers la sortie sans passer une seule fois par le lit de sable et le "riser". Par la méthode d'évaluation de la conversion,

ces particules réduisent le pourcentage global de conversion. Pour les tests 1-5, le phénomène de dérivation ne se produit pas puisque les particules passent par la flamme de combustion et subissent une réaction chimique rapide. L'échantillon de sortie est composé seulement d'un pourcentage des particules qui proviennent du "riser".

Les conditions opératoires des tests 6 et 7 sont différentes seulement par la hauteur du lit utilisée lors des expérimentations. Cependant, il existe une différence de 5% sur la conversion organique des particules à la sortie du réacteur. Cette différence s'explique par l'augmentation du temps de séjour des particules à l'intérieur de l'unité. Pour l'opération normale sans alimentation d'air secondaire, le taux de circulation solide est d'environ  $26 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$ . La hauteur du lit fait varier le temps de séjour des particules de 16 min. pour le lit de 0.86 m à 22 min. pour le lit de 1.2 m. Cette augmentation du temps de séjour est faible, mais suffisante pour avoir un effet sur le taux de conversion des échantillons.

Les résultats présentés dans le tableau 4.4 démontrent que l'air secondaire a un effet marqué sur la conversion des boues. La figure 4.9 présente la distribution de taille de particules des boues alimentées et des particules tamisées recueillies du lit avec et sans air secondaire pour différentes expériences.

Le diamètre moyen des particules analysées pour l'expérience avec air secondaire est plus faible que pour les particules de l'expérience sans air secondaire. Ce diamètre moyen est  $163 \text{ }\mu\text{m}$  pour l'expérience avec air secondaire et de  $256 \text{ }\mu\text{m}$  pour l'expérience sans air secondaire. L'ajout d'air secondaire augmente le taux de circulation solide à l'intérieur du "riser". Lorsque les particules de boues ont atteint un certain degré de dévolatilisation elles deviennent très friables et se brisent sous l'action d'un simple frottement entre elles. Le tableau 4.7 présente une estimation du temps de combustion complet pour des particules contenant 5% massique de carbone fixé pour les conditions dans le "riser" et dans l'annulaire.

Ces différents temps de séjour sont évalués selon le modèle présenté au chapitre 3. L'annexe A du présent document présente un exemple de calcul du modèle utilisée pour obtenir le temps de séjour des particules de boue contenant du char seulement.

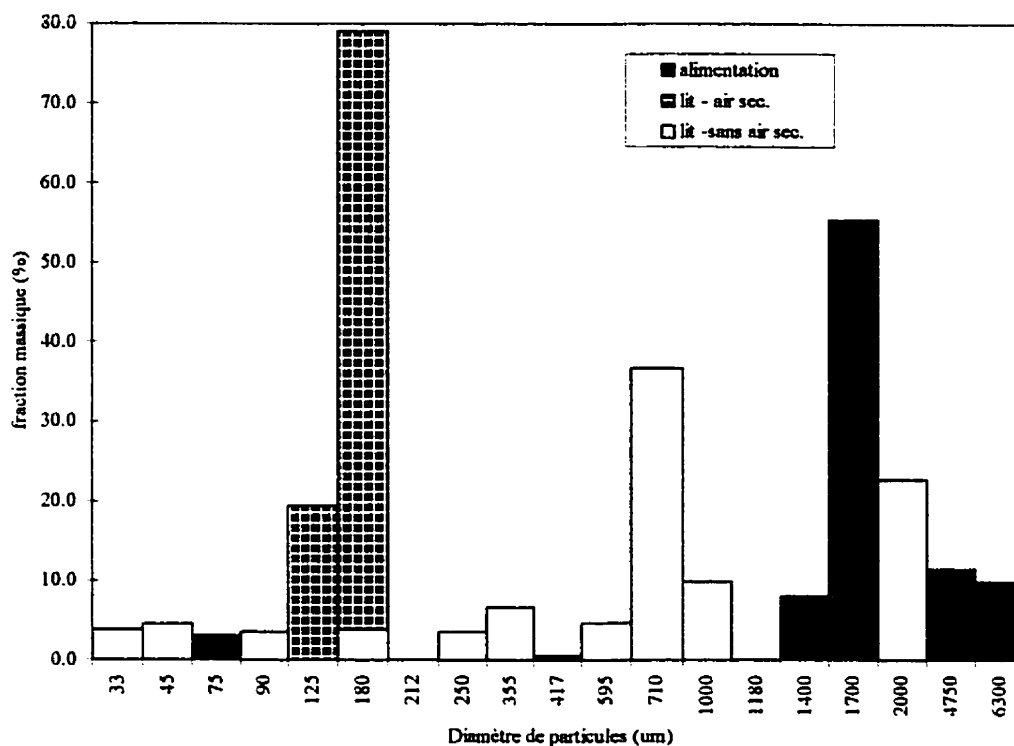


Figure 4.9 - Différence entre les distributions de taille de particules recueillies pour une expérimentation avec et sans air secondaire comparée à la distribution de taille de particules des boues alimentées.

Les conditions opératoires choisies sont un débit d'air secondaire de  $1.5 \text{ Nm}^3/\text{h}$ , un débit d'air primaire de  $29 \text{ Nm}^3/\text{h}$  et un débit de gaz naturel de  $1.9 \text{ Nm}^3/\text{h}$ . La température dans le "riser" et dans l'annulaire est de  $800^\circ\text{C}$ . Le modèle est influencé par la température dans l'annulaire et le "riser" ainsi que par les conditions opératoires. Les valeurs donnent une idée des temps de séjour nécessaire afin d'incinérer complètement les particules de boues. Mais, ce modèle indique que le temps de séjour des particules dans l'unité doit être important pour compléter la réaction.

Tableau 4.7 - Estimation du temps de combustion pour différentes tailles de particules

diamètre des particules ( $\mu\text{m}$ )	Temps de combustion (secondes)	
	“riser”	annulaire
50	10	1294
100	40	2471
150	90	3765
300	360	7294
400	640	9882
500	1010	12235

De plus l’annulaire, d’après le tableau 4.7, n’est pas la zone idéale pour favoriser la combustion complète des boues de désencrage. Ainsi, un haut taux de circulation permet de faire passer le contenu du lit au travers le “riser” tous les 5 à 10 minutes. Cette circulation accélérée permet un meilleur traitement des particules puisqu’elles passent plus souvent au travers de la flamme à haute température et sur le temps de séjour total, elles sont dans le riser plus longtemps. De plus, d’après la figure 4.9, l’air secondaire par le biais du taux de circulation solide réduit la taille des particules donc le temps de combustion nécessaire.

Une analyse élémentaire a été réalisée sur des particules recueillies dans le lit après une des expériences sans alimentation d’air secondaire. Cette analyse fut réalisée afin de déterminer la composition du “char” recueilli et d’évaluer sommairement le taux de dévolatilisation des particules de boue dans l’unité. Les particules analysées ont été recueillies après la purge du lit. Le tableau 4.8 présente le contenu mesuré par analyse élémentaire des particules récupérées.

Contrairement à l’hypothèse classique, le “char” formé après dévolatilisation n’est pas composé uniquement de carbone mais principalement de carbone et d’oxygène. D’après les observations expérimentales, la dévolatilisation initiale est rapide, il suffit de penser à la génération de gaz dans la vis à faible température (150 - 200°C).

Tableau 4.8 - Analyse élémentaire des cendres recueillies après expérimentation sans alimentation d'air secondaire.

Composés	Composition (% massique)
Volatils (total)	14.17
carbone	7.17
azote	$7.59 \times 10^{-2}$
hydrogène	$7.56 \times 10^{-2}$
oxygène (par différence)	6.85

Cependant, l'analyse présentée au tableau 4.8 ainsi que les temps de combustion (tableau 4.7) laisse présager de long temps de réaction pour finaliser la conversion des organiques. Selon les conditions opératoires (test 7), les particules analysées ont passé en moyenne près de trois fois dans le "riser" par heure. Comme déjà mentionné précédemment, le temps de séjour des particules dans le "riser" est trop court pour permettre une bonne combustion du char. Pour remédier à ce phénomène il faut augmenter le nombre de passes des particules dans cette zone donc augmenter le débit d'air secondaire.

#### 4.4.3 Évaluation du potentiel de récupération des inertes des boues de désencrage

L'un des buts de l'incinération des boues de désencrage dans le LFCI, en plus de récupérer l'énergie et de réduire le volume de déchets à traiter est la récupération et le recyclage des inorganiques des boues. Les expériences réalisées dans la troisième série avaient pour but d'évaluer le potentiel de récupération des boues. Durant le test 11, un blocage de la sortie du cyclone est survenu empêchant toutes prises d'échantillon. Les résultats sur la quantité de fines récupérées par le cyclone sont faussés. Seuls les résultats du test 12 sont présentés quant à la récupération des particules. Le tableau 4.9 présente les différentes mesures de bilans de masse effectuées après expérimentation sur les boues.

Tableau 4.9 - Poids de cendres durant le test 12.

Mesures	Poids	Poids cendre
Poids total des boues alimentées	21.30 kg	10.28 kg
Poids total des fines recueillies dans le cyclone	1.06 kg	1.00 kg
Poids total des fines recueillies dans la cheminée	3.51 kg	3.31 kg

Les valeurs présentées sont pour une durée d'opération de 2h25. Sur le poids total de boue alimentée, 10.28 kg sont des cendres et le reste est dévolatilisé et réagit. Pour une conversion d'environ 91%, la valeur d'imbrulés dans les fines est d'environ 0.056 kg/kg. C'est à l'aide de cette fraction massique que les valeurs de la troisième colonne du tableau 4.9 ont été déterminées. Si toutes les fines ont été récupérées, soit dans le cyclone ou dans la cheminée, le cyclone possède une faible efficacité de l'ordre de 23% de récupération lors de l'incinération des boues de désencrage. Avec les conditions opératoires actuelles, il sera impossible d'utiliser le cyclone comme seule sortie du réacteur, une purge du lit à intervalle régulier devra être effectuée car les cendres s'accumulent dans le lit pouvant à long terme enrayer la circulation solide. Les particules restent dans le réacteur aussi longtemps, que leur diamètre est trop grand pour être entraînées avec les gaz de combustion. De plus, des cyclones plus performants devront être ajoutés à l'unité afin de récupérer l'énorme quantité de fines qui s'échappent avec les gaz dans la cheminée.

La récupération des cendres pour tenter de les réutiliser dans la fabrication de papier neuf sera difficile à réaliser avec l'unité actuelle. La conversion des fines bien que supérieure à la conversion des particules récupérées à la sortie de l'unité n'est pas suffisante pour permettre la récupération des cendres. Le fait que la conversion ne soit pas de 100% est que le calcul est fait sur un échantillon de fines qui contient aussi des particules qui n'ont pas réagi, des inertes du lit ou des particules possédant des conversions inférieures à

100%. Ces particules proviennent de l'emportement des fines contenues dans les boues alimentées. Bien que le temps de séjour des fines soit de l'ordre de celui des gaz, elles ne restent pas suffisamment longtemps dans le réacteur pour complètement réagir. Elles viennent donc diluer les particules qui ont complètement réagi réduisant la conversion globale des échantillons.

Le marché des produits utilisés par l'industrie papetière est important, mais les glaises ne sont pas des matériaux qui sont dispendieux puisqu'ils se trouvent en grande quantité au Québec. Des informations recueillies auprès du centre de recherche sur le papier Paprican indiquent que le contenu du papier de bureau canadien contient beaucoup de carbonate de calcium, cependant une fois incinéré ce carbonate se transforme en hydroxyde de carbone qui lui n'est pas utilisable pour le couchage du papier. [Sohara, 1997] arrive aux mêmes conclusions puisque les cendres subissent des changements chimiques à haute température. De plus, pour être utilisable, les fines récupérées devraient posséder une conversion de 100%, sinon des traitements subséquents sont nécessaires à haute température pour retirer l'ensemble des organiques. Une alternative, serait la possibilité de choisir le papier à incinérer dans l'appareil, et utiliser seulement celui qui possède des inertes plus rare et sans carbonate de calcium. De cette manière, les glaises plus dispendieuses ou plus rares pourraient être réutilisées. Cependant l'informateur émet des doutes, puisque les ateliers de désencrage mélangent complètement les types de papier recyclé.

Cependant, si les inorganiques ne peuvent être réutilisés dans la production de nouveau papier, leur potentiel d'absorption des gaz acides pourrait être valorisés. Les cendres pourraient être utiliser dans les incinérateurs à charbon ou dans d'autres unités de ce genre. De plus, même après chauffe, l'hydroxyde de calcium possède le même potentiel d'absorption. Ce genre d'utilisation ne nécessite pas une conversion de 100%. D'autres recherches devront être effectuée afin de déterminer ce genre de potentiel de réutilisation. [Sohara, 1997] propose de réutiliser les cendres des boues comme matériau de base dans la production de carbonate de calcium qui lui est réutilisable dans la fabrication de papier



neuf. L'auteur a même réussi à commercialiser son produit. Cependant, les propriétés de son produits ne sont pas constantes, selon l'origine des cendres qu'il utilise comme matériaux de base.

#### **4.4.4 Les conditions opératoires**

Les problèmes d'alimentation ont réduit grandement le nombre total d'expériences réalisées, cependant les manipulations effectuées permettent d'esquisser les conditions opératoires optimales afin d'obtenir les meilleurs résultats possibles.

L'alimentation des boues par le dos du brûleur donne des résultats plus intéressants, de meilleures conversions et de plus faibles émissions de CO. Les concentrations de NO<sub>x</sub> sont similaires quels que soient le mode d'alimentation. Cependant, ce mode d'alimentation est très problématique et difficilement opérable pour les boues sèches. L'opération serait encore plus difficile pour l'alimentation des boues humides. De plus l'analyse des particules ayant passé dans le "riser" (tableau 4.8) démontre la présence de composé non dévolatilisé possiblement causée par le faible temps de séjour dans le "riser". L'alimentation de boues humides laisse supposer que le séchage ne sera pas complété dans le "riser" et se poursuivra dans l'annulaire.

L'air secondaire est un paramètre très important lors de l'opération de l'unité, puisque son ajout permet d'augmenter le taux de circulation solide. Cet ajout augmente le nombre de passes des particules dans le riser qui globalement correspond a un temps de séjour dans le riser plus important sur le temps de séjour total. Cet état permet d'obtenir de très bonnes conversions organiques pour les boues à la sortie du réacteur. Cependant cet air secondaire n'influence pas les conditions présentes dans la zone de désengagement, donc les émissions de CO sont importantes et le NO<sub>x</sub> est de l'ordre des concentrations obtenues.

Le fonctionnement de l'unité doit se faire à plus haute température afin de favoriser de meilleur taux de réaction donc diminuer les concentrations de CO produites dans la zone de désengagement.

L'influence de l'air primaire n'a pu être étudiée puisque plusieurs expériences n'ont pas fonctionné à cause de problèmes d'alimentation. Le débit d'air primaire ne semble pas avoir une influence marquée sur les performances de l'unité. La vitesse superficielle dans le riser est augmentée selon les tests (voir tableau 4.6), et aucun effet n'est remarqué. Cependant des expériences devront être effectuées afin de déterminer si cette hypothèse est vraie. Mais, il est essentiel que le débit d'air primaire fournisse suffisamment d'oxygène afin d'assurer la combustion complète du gaz et des boues de désencrage.

Le gaz naturel est ajusté afin de soutenir la combustion et contrôler la température souhaitée dans l'unité. Cependant, le gaz naturel sera peut être réduit ou même stoppé afin de maintenir les conditions opératoires sous les limites physiques de l'appareil (1300°C maximum dans le bas du "riser").

Utiliser le cyclone comme la sortie du réacteur - Ce mode de fonctionnement permet d'optimiser la conversion organique car dans toutes les expériences, les meilleures conversions organiques obtenues l'ont été à la sortie du cyclone. Cependant, ce mode opératoire nécessite une purge régulière puisque la quantité de particules retirées par le cyclone n'est pas assez importante pour compenser la quantité de boues alimentées.

#### 4.5 TENDANCES ÉCONOMIQUES DE L'UNITÉ

Pour évaluer l'aspect économique du LFCI, différents scénarios sont analysés. Cette analyse présente seulement les tendances économiques de l'appareil. Puisque l'appareil n'est pas encore au point, les estimations économiques ne présentent qu'une tendance et non les vraies données économiques.

La quantité de boue à gérer est celle d'un atelier de désencrage de capacité moyenne. La quantité de boues produite est de 200 tonnes métriques de boues humides par jour à un taux d'humidité de 50% massique. L'analyse ultimée des boues est celle des boues de type 1 présentée dans le tableau 4.1 du présent chapitre. L'usine génère les boues environ 300 jours par année 24 heures sur 24. Quatre scénarios sont analysés:

- Enfouissement des boues
- Incinération des boues humides dans une chaudière
- Incinération de boues séchées par les gaz de combustion
- Incinération des boues humides dans le LFCI

Lors de l'utilisation des différentes fournaies, la température d'utilisation doit répondre aux températures de fonctionnement présentées au chapitre 3 du présent document. La température des gaz à la sortie de la bouilloire est considérée à 200°C pour toutes les bouilloires présentées. Cette température permet de déterminer la quantité de vapeur générée par les différentes bouilloires. Les différents coûts sont estimés d'après les informations recueillies dans [Peters et Timmerhaus, 1991]. Les coûts sont corrigés selon les indices des années 1990 et 1997 pour un facteur d'augmentation de 1.09 et en posant que un dollars américains vaut 1.30 dollars canadiens. Ainsi, tous les coûts présentés sont en dollars canadiens. De plus, les coûts d'achat des différents appareils correspondent à 25% des investissements totaux [Peters et Timmerhaus, 1991]. À l'aide de cette correspondance il est possible de déterminer les investissements totaux nécessaires pour l'achat de l'appareillage, les coûts d'installation et de main d'oeuvre nécessaire à l'installation des appareils.

#### Scénario 1 - Enfouissement des boues.

Ce scénario consiste à transporter les boues humides vers un site d'enfouissement. Les coûts québécois d'enfouissement des boues sont de 25-30\$/tonnes métriques [source industrielle]. Ainsi pour la production étudiée, les coûts d'enfouissement annuels sont de l'ordre 1 800 000 \$/an. Dans ce cas les boues ne subissent aucunes modifications mécaniques ou chimiques.

#### Scénario 2 - Incinération des boues humides dans une chaudière.

En acheminant les boues humides directement dans la chaudière, du combustible d'appoint est nécessaire afin que la température de combustion dans la chaudière soit

supérieure à 1427°C. Cette technique permet de récupérer l'énergie produite dans une bouilloire sous forme vapeur. Le tableau 4.10 présente les différents coûts induits par ce scénario.

Tableau 4.10 - Coûts induits par l'utilisation du scénario 2

Description	coûts	pertes	profits
1000 Nm <sup>3</sup> /h de gaz naturel	0.0988 \$/Nm <sup>3</sup>	711 360 \$/an	
Génération de 21 144 kg/h vapeur	0.0094 \$/kg		1 431 081 \$/an
Investissement pour la chaudière		425 100 \$	
Investissement global		1 700 400 \$	

Le débit de gaz naturel nécessaire est calculé pour obtenir une température adiabatique supérieure à 1427°C en considérant l'incinération des boues et du gaz naturel. L'efficacité thermique de la bouilloire est considérée à 70% [Tchobanoglous, Theisen et Vigil, 1983]. Dans ces conditions la fournaise est opérée à 70% excès d'air.

Scénario 3 - Incinération dans une chaudière de boues préalablement séchées.

Dans ce cas ci, les boues sont séchées par les gaz de combustion produits par la chaudière. Les boues sont séchées dans un four rotatif dont les gaz à l'entrée doivent être de 350°C et à la sortie de 130°C. Ces températures permettent d'éviter la dévolatilisation des boues dans le séchoir. Les boues qui sortent du séchoir possèdent un taux d'humidité de 4% massique. La quantité d'air alimenté dans la chaudière doit être augmenter légèrement afin que l'humidité des gaz de combustion ne soit pas trop importante pour défavoriser le séchage des boues. Le tableau 4.11 présente les résultats de cette étude.

La quantité de vapeur est inférieure au scénario 2 puisqu'une partie de l'énergie pouvant produire de la vapeur est utilisée pour sécher les boues. La fournaise fonctionne à un taux de 85% d'excès d'air afin d'assurer la quantité d'air nécessaire au séchage des boues. Comme précédemment, la bouilloire possède une efficacité thermique de 70%. L'opération de séchage est plus dispendieuse que l'incinération directe dans la fournaise

puisque du matériel doit être ajouté afin d'acheminer les boues sèches vers la fournaise pour être incinérées.

Tableau 4.11 - Coûts induits par l'utilisation du scénario 3

Description	coûts	pertes	profits
0 Nm <sup>3</sup> /h de gaz naturel	0.0988 \$/Nm <sup>3</sup>	0 \$/an	
Génération de 11 736 kg/h vapeur	0.0094 \$/kg		794 292 \$/an
Investissement pour la chaudière		218 000 \$	
Investissement pour le séchoir		109 000 \$	
Investissement total		1 308 000 \$	

#### Scénario 4- Incinération des boues humides dans le LFCI

Dans le cas où l'incinération a lieu dans le LFCI, l'excès d'air est de 30% et la température d'opération doit être supérieure à 1100°C. Ces contraintes, moins sévères que pour les fournaises traditionnelles, favorisent l'utilisation du lit fluidisé comme méthode d'incinération des boues. Le tableau 4.12 présente les coûts rattachés à l'utilisation du LFCI comme méthode d'incinération des boues humides.

Tableau 4.12 - Coûts induits par l'utilisation du scénario 4

Description	coûts	pertes	profits
300 Nm <sup>3</sup> /h de gaz naturel	0.0988 \$/Nm <sup>3</sup>	213 408 \$/an	
Génération de 13 500 kg/h vapeur	0.0094 \$/kg		913 680 \$/an
Coûts d'acquisition de la chaudière		283 400 \$	
Investissement total		1 133 600 \$	

Les coûts d'achat du LFCI sont déterminés par la même référence en supposant que le prix d'achat est donné lui aussi en fonction de la quantité de vapeur produite. Cette

hypothèse est fausse puisque la construction d'un LFCI est sûrement plus dispendieuse qu'une fournaise traditionnelle. Cependant, cette hypothèse donne une idée des coûts engendrés par ce type de projet.

L'analyse des différents tableaux permet d'affirmer qu'à long terme, le scénario du LFCI est comparable au projet de séchage des boues avant incinération. Cependant, les investissements initiaux sont plus importants pour le scénario de séchage. Ce genre d'argument fait pencher la balance en faveur du LFCI, car des coûts additionnels devront être ajoutés pour la manipulation des boues du séchoir à la fournaise.

D'après les coûts présentés, le LFCI est une option intéressante pour remplacer l'enfouissement des boues et les coûts de gestion qui s'y rapporte.

## CONCLUSION

Afin de poursuivre l'étude et la caractérisation du LFCI, deux voies distinctes sont présentées dans le document. La complétion de la détermination de l'hydrodynamique du LFCI qui consiste en l'évaluation de la dérivation gazeuse. Ces calculs furent effectués en collaboration avec un étudiant post doctoral. L'écoulement de l'air secondaire vers le riser est de 87% volume ce qui correspond à une dérivation gazeuse du débit dans l'annulaire à 13% vol. de l'air alimenté. L'écoulement normal de l'air secondaire vers le riser est indépendante des conditions opératoires et dépend seulement de paramètres géométriques comme le diamètre des trous de circulation solide. Il passe d'une valeur de 57% à température ambiante pour se stabiliser à 87% au-dessus de 400°C.

Dans le but d'augmenter la flexibilité et la variété de déchets traitables du LFCI, de nouveaux déchets solides doivent être testés. Après les sables de fonderie, les boues de désencrage sont incinérées dans le LFCI pour réduire leur volume de gestion, récupérer l'énergie générée sous forme vapeur et recycler les inertes. Ces inertes possèdent un potentiel de recyclage très intéressant que plusieurs personnes tentent de valoriser. Dans ce document, les performances environnementales, techniques et économiques du LFCI ont été évaluées lors de l'incinération de boues de désencrage. Les méthodes actuelles utilisées par l'industrie papetière le sont dans l'optique d'une réduction des coûts de gestion, des pressions environnementales, et le manque d'espace nécessaire à une gestion environnementale.

Deux modes d'alimentation des boues ont été testés dans cette étude. L'alimentation par le riser qui consiste à acheminer les déchets particuliers par une section pneumatique dans la flamme produite par la combustion du gaz naturel et de l'air. La deuxième méthode consiste à alimenter les boues poussées par une vis sans fin dans l'annulaire, où elles tombent par gravité à la surface du lit de sable.

Afin d'évaluer les performances environnementales de l'unité, les émissions de NO<sub>x</sub>, de CO et de SO<sub>2</sub> ont été mesurées ainsi que la conversion organique des particules de boues.

Indépendamment du mode d'alimentation, les émissions de  $\text{SO}_2$  sont seulement de l'ordre de 0 - 2 ppmvs en moyenne. Ces faibles émissions sont prévisibles étant donné le faible contenu en soufre des boues traitées. Les émissions de CO sont très élevées, de l'ordre de 150 - 4000 ppmvs, indépendamment du mode d'alimentation utilisé. Ces hautes concentrations semblent être provoquées par une mauvaise combustion du CO dans la zone de désengagement de l'unité. Cette affirmation est appuyée par de plus faibles concentrations moyennes lorsque les particules de déchets sont alimentées par le riser. Ces résultats sont causés principalement par les faibles températures qui règnent dans la zone de désengagement ce qui a pour effet la réduction des taux de réaction.

Les émissions de  $\text{NO}_x$  sont sous les normes environnementales, se situant entre 30 - 200 ppmvs en moyenne pour les différents tests effectués. Une faible quantité de ces émissions (10-15 ppmvs) sont produites par la réaction de l'azote de l'air dans la flamme de combustion du gaz naturel et de l'air alimenté. L'environnement de l'unité peut être qualifié d'oxydant, puisque les concentrations d'oxygène dans les émissions ne se trouvaient jamais en dessous de 5.5% vol., favorisant la présence de  $\text{NO}_x$ . Les faibles concentrations mesurées sont produites par la faible température de l'unité et la présence de hautes concentrations de CO, de "char" produit par la combustion des particules ainsi que d'inertes favorisent les réactions de réduction, même dans un environnement oxydant.

La conversion organique est mesurée sur les échantillons de cendres recueillies à la sortie du réacteur ou à la sortie du cyclone. La conversion organique est supérieure, de l'ordre de 90% en moyenne pour les particules recueillies à la sortie du cyclone. Ce phénomène s'explique par la grosseur des particules, qui nécessitent de faible temps de réaction pour réagir complètement. La hauteur du lit de sable a un effet sensible sur la conversion des boues lorsque les cendres sont récupérées à la sortie du réacteur. En conditions d'opération sans ajout d'air secondaire, le temps de séjour passe d'environ 16 min. pour le lit de 0.86 m à 22 min. pour le lit de 1.2 m. Ce temps supplémentaire est suffisant pour permettre de mesurer une faible amélioration de la conversion organique des boues.



L'ajout d'air secondaire, a un effet marqué sur la conversion organique des boues. Il augmente le taux de circulation solide dans l'unité et réduit le temps de séjour des particules dans le lit de sable. Le temps de séjour des particules dans le riser est plus important, puisque le nombre de passes dans le riser augmente.

L'unité fonctionne correctement lors de l'incinération de boues de désencrage, cependant il existe un problème technique qui ne fut pas réglé au cours de cette maîtrise, l'alimentation des boues sèches. Pour l'alimentation des boues par le riser, la section pneumatique contient une restriction physique qui favorise grandement la construction de bouchons dans le tuyau. Des modifications sur le tuyau et la quantité de boue alimentée n'ont pas amélioré ce type d'alimentation. L'alimentation par l'annulaire est plus efficace, en ce sens qu'il est possible de réaliser des expériences avant d'avoir à démonter le système pour le débloquer. Dans ce cas ci, les gaz de combustion remontent par l'entrée des boues empêchant quelques particules de tomber dans l'annulaire. Les boues sont des particules très légères qui fluidisent facilement. Les particules qui ne tombent pas sont poussées plus avant par la vis et s'accumulent dans un point mort de celle-ci. Lorsque l'alimentation est suffisamment importante, la vis ne peut plus tourner et elle s'arrête. Ces problèmes devront être réglés, par des modifications physiques ou de mode opératoire, pour utiliser ce type de déchet dans l'unité.

Afin de réutiliser les particules de cendres dans la fabrication du papier neuf, les particules de boues doivent posséder de forte conversion organique. Pour évaluer le potentiel de récupération des inertes, la sortie du réacteur fut condamnée et seule la sortie du cyclone fut utilisée. Le faible diamètre des particules récupérées favorise les hautes conversions organiques et les grosses particules restent prisonnières de l'unité aussi longtemps que leur diamètre n'est pas assez petit pour qu'elles soient entraînées par les gaz. Les conversions atteintes par ce mode de fonctionnement sont de l'ordre de 91% en moyenne. Ce mode opératoire favorise l'accumulation de cendre dans l'unité, des purges fréquentes du lit seront nécessaires afin d'empêcher tous problèmes de circulation à l'intérieur de l'unité et d'arrêt de la flamme par une trop grande pression du lit de sable.

La conversion ne peut atteindre 100% puisqu'en alimentant dans l'annulaire, les fines des boues sont entraînées par les gaz sans avoir eu le temps de réagir efficacement, ce qui dilue la conversion moyenne des particules à la sortie. Un informateur de chez Paprikan a ajouté que les cendres présentes dans le papier canadien contiennent beaucoup de carbonate de calcium qui en étant brûlé réagit pour former de l'hydroxyde de calcium. Ce composé ne peut être utilisé comme produit de couchage sur le papier neuf.

Bien que les expériences réalisées ne furent pas nombreuses, certaines conditions opératoires doivent être utilisées afin d'assurer de bonnes performances de l'unité. La température doit être élevée afin de favoriser la conversion organique et de faibles émissions de CO. Le lit d'inertes doit être le plus haut possible pour permettre un plus long temps de séjour dans l'unité, donc une meilleure conversion des particules. Bien que les problèmes techniques aient contraint l'utilisation des boues dans l'annulaire, il serait primordial de réussir l'alimentation dans le riser afin d'utiliser au maximum les caractéristiques de l'unité et les avantages fournis par le riser. L'ajout d'air secondaire est recommandé afin de favoriser de haute conversion organique par la réduction du diamètre des particules et l'augmentation du nombre de passes des particules dans le riser. L'air primaire doit être suffisant pour favoriser la présence de tout l'oxygène nécessaire à la combustion des boues et du gaz naturel. Le rapport de gaz naturel doit être réglé de façon à obtenir la température de traitement désirée. Cependant, l'énergie comprise dans les boues de désencrage peut permettre de réduire voire arrêter le débit de gaz naturel.

L'étude économique démontre que l'incinération des boues humides dans le LFCI est comparable au séchage préalable et à l'incinération de ces boues. Cependant, elle laisse entrevoir les avantages de l'utilisation du LFCI comme projet économiquement viable à long terme.

L'utilisation du LFCI comme unité de traitement thermique des boues de désencrage si les problèmes d'alimentation sont réglés et si les conditions présentes dans la zone de désengagement sont optimisées pour réduire les concentrations de CO. Et surtout

utilisez au maximum les avantages que possède le riser sinon l'appareil devient comme une fournaise ordinaire.

## RÉFÉRENCES

1. A.I.F.Q., L'industrie papetière au Québec au coeur de la vie de mille et une façon, 1998.
2. AMUNDSON, N. R., ARRI, L. E., Char gasification in a countercurrent reactor, *AIChE Journal*, Vol. 24, No 1, January 1978, p. 87-101.
3. ARCE, P. E., ALFANO, O., M., TRIGATTI, I. M. B., CASSANO, A. C., Heterogenous model of a moving bed reactors. 2. Parametric analysis of the steady-state structure, *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 28, No2, 1989, p. 165-173.
4. ARMESTO, L., CABANILLAS, A., BAHILLO, A., Coal and biomass co-combustion on fluidized bed: comparison of circulating and bubbling fluidized bed technologies, *Proceeding of the 14th International Conference on fluidized bed combustion (1997)*, volume 1, p. 301-11.
5. ARRI, L. E., AMUNDSON, N. R., An analytical study of single particle char gasification, *AIChE Journal*, Vol. 24, No 1, January 1978, p. 72-87.
6. BARTON, R. G., CLARCK, W. D., SEEKER, W. R., Fate of metals in waste combustion systems, *Combustion science and technology*, vol.74, 1990, p. 327 -342.
7. BISCHOFF, K. B., Accuracy of the pseudo steady state approximation for moving boundary diffusion problems, *Chemical engineering science*, vol. 18, 1963, p. 711-713.
8. BRERETON, C. M. H., LIM, C. J., LEGROS, R., ZHAO, J., LI, H., GRACE, J. R., Circulating fluidized bed combustion of a high-sulphur eastern canadian coal, *The canadian journal of chemical engineering*, vol. 69, August 1991. p. 852-59.
9. BRUNNER, C. R., Sludge incineration applications and processes, *Tappi Journal*, vol. 75, november 1992, p. 256-57.
10. , Lignes directrices relatives au fonctionnement et aux émissions des incinérateurs de déchets solides urbains rapport CCME-TS/WM-TRE003 Juin 1989.

11. CALVELO, A., CUNNINGHAM, R. E., Kinetic expressions for reaction rate in noncatalytic solid-gas systems, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, Vol. 9, No 3, 1970, p. 505-507.
12. CARAM, H. S., FUENTES, C., Simplified model for countercurrent char gasifier, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, Vol. 21, No 4, 1982, p. 464-472.
13. CARDWELL, M., From mill to soil, *Biocycle*, March 1994, p. 80 -90.
14. COBURN, R., DOLAN, G., Beneficial use of paper mill sludge, *Biocycle* (ISSN: 0276-5055), vol. 36, september 1995, p. 69-71.
15. CONN, R., Beneficial uses of ACFB ash, *Proceeding of the 14th International Conference on fluidized bed combustion (1997)*, volume 1, p. 507-18.
16. CORELLA, J., AZNAR, M. P., DELGADO, J., ALDEA, E., Steam gasification of cellulosic wastes in a fluidized bed with downstream vessels, *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol. 30, No 10, 1991, p. 2252-2262.
17. DESROCHES-DUCARNE, E., MARTY, E., MARTIN, G., The use of a paper/wood/plastics mixing as a model waste to study the incineration of municipal solid waste in fluidized beds, *Proceeding of the 14th International Conference on fluidized bed combustion (1997)*, vol. 2, p. 769-77.
18. DIEHN, K., ZUERCHER, B., A waste mangement program for paper mill sludge high in ash, *Tappi Journal* (ISSN: 0734-1415), vol. 73, April 1990, p.81-86.
19. DORAISWAMY, L. K., SHARMA, M. M., Heterogeneous reactions: analysis, exemples, and reactor design. Volume 1: Gas-Solid and solid-solid reactions, *John Wiley and sons*, 1984, 538 p.
20. DOUGLAS, M. A., LATVA-SOMPPI, J., RAZBIN, V. V., FRIEDRICH, F. D., TRAN, H. N., Combustion of paper deinking solids in pilot-scale fluidized bed, *Tappi journal*, vol. 77, No 5, May 1994, p. 109-19.
21. DURAI-SWAMY, K., WARREN, D. W., MANSOUR, M., Indirect steam gasification of paper mill sludge waste, *Tappi Journal*, vol. 74, No 10, October 1991, p. 137-143.

22. ELLIOT, T., Reduce NO<sub>x</sub> emissions on gas-fired boilers by optimizing combustion, *Power* (N.-Y.) (ISSN: 0032-5929), vol. 136, March 1992, p.80-81.
23. FELDER, R. M., ROUSSEAU, R. W., Elementary principles of chemical processes (Second edition), *John Wiley and Sons*, 1986, 668 p.
24. FOLGER, H. S., Elements of chemical reaction engineering (second edition), *Prentice Hall PTR*, 1992, 838 p.
25. FORMISANI, B., GIRIMONTE, R., MANCUSO, L., Analysis of the fluidization process particle beds at high temperature, *Chemical Engineering Science*, Vol. 53, No 5, 1998, p. 951-961.
26. FREDERICK, W. J., GRACE, T. M., JOYCE, T. W., Disposal of secondary sludge in the kraft recovery system, *Tappi Journal*, vol. 64, No. 1, January 1981, p.59-62.
27. FROMENT, G. F., BISCHOFF, K. B., Chemical reactor analysis and design, *John Wiley and sons*, 1979, 765 p.
28. GELDART, D., Type of gas fluidization, *Powder technology*, 7(1973), p. 285-292.
29. GOKULAKRISHNAN, P., LAWRENCE, A. D., A detailed study of the role of halogens in the inhibition of nitrogen oxide formation in fluidized bed incinerators, *Proceeding of the 14th International Conference on fluidized bed combustion* (1997), vol. 2, p. 1123-1129.
30. GRACE, J.R., AVIDAN, A.A., KNOWLTON, T.M., Circulating fluidized bed, *Blackie Academic and Professional*, 1997, 585 pages.
31. GULYURTLU, I., FRADE, E., LOPES, H., FIGUEIREDO, F., CABRITA, I., Combustion of various types of residues in a circulating fluidised bed combustor, *Proceeding of the 14th International Conference on fluidized bed combustion* (1997), volume 1, p. 423-31.
32. GUY, C., LEGROS, R., CHAOUKI, J., LAVALLÉE, R.-J., BUSSAC, L., MAUILLON, L., MUKADI, L., A novel internally circulating fluidized bed reactor for treatment of industrial solid waste and sludges, *US Patent Applied*, (1997)

33. HAO, L., JIDONG, L., BO, F., DECHANG, L., Formation and destruction of nitrogenous oxides during ammonia injection, *Proceeding of the 14th International Conference on fluidized bed combustion (1997)*, vol. 2, p. 763-67.
34. HAYNES, T. N., CARAM, H. S., The simulated moving bed chemical reactor, *Chemical Engineering Science*, Vol. 49, No 24B, p. 5465-5472.
35. HOLEMAN, J. P., Heat transfer (seventh edition), *McGraw Hill, Inc.*, 1990, 714 p.
36. ISAACS, M., HEYWOOD, N., BLAKE, N., ALDERMAN, N., Getting a grip on sludge. This A-to-Z guide spells out the sludge testing and handling techniques, and helps evaluate treatment options, *Chemical Engineering*, october 1995, p.81-89.
37. JAMES, B. A., KANE, P. W., Sludge dewatering and incineration at Westvaco, North Chaleston, S.C., *Tappi Journal*, vol. 74, No 5, May 1991, p. 131-137.
38. JOSEPH, B., CHO, Y. S., Heterogenous model for moving-bed coal gasification reactors, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, no 20, 1981, p. 314-318.
39. KÄFERSTEIN, P., GOHLA, M., TEPPER, H., REIMER, H., Fluidization, combustion and emission behavior of biomass in fluidized bed combustion units, *Proceeding of the 14th International Conference on fluidized bed combustion (1997)*, volume 1, p. 15-27.
40. KEENA, R. E., SAUER, M. M., LAWRENCE, F. H., RAND, E. R., CRAWFORD, D. W., Examination of potentiel risks from exposure to dioxin in sludges used to reclaim abandoned strip mines, *The Risk assessment of environmental and human health hazard : A textbook of cases studies*, edited by Dennis J. Paustenbach, John Wiley and Sons, a Wiley interscience publication, 1989, 1155 p.
41. KHAMARK, KEVIN, A., UNWIN, JAY, P., Pulp and paper effluent management, *Water Environment Research*, volume 69, No 4, 1997, p. 641-658.
42. KNIGHT, W. E., JANSEN, B. M., MAY, J. C., Economics of fuel alternatives - oil, coal, and bark boilers, *Tappi Journal*, vol. 67, No 7, July 1984, p 54-57.

43. KOZINSKI, J. A., ZHENG, G., SAADE, R., DI LALLA, S., On clean and efficient thermal treatment of de-inking solid residues, *The canadian journal of chemical engineering*, vol. 75, february 1997, p. 113-120.
44. KRAFT, D. L., ORENDER, H. C., Considerations for using sludge as a fuel, *Tappi Journal*, vol. 76, No 3, March 1993, p. 175-83.
45. KRAUS, M. N., Pneumatic conveying of bulk materials, *The Ronald Press Compagny (New-York)*, 1968, 316 p.
46. KROUSKOP, D. J., AYERS, K. C., PROCTOR, J. L., Multimedia sampling for dioxin at strip mine reclaimed with sludge from bleached Kraft wastewater treatment, *Tappi Journal*, Vol. 74, No. 4, April 1991, p. 235-240.
47. KUNII, D., LEVENSPEIL, O., Fluidization engineering, *Butterworth-Heinemann*, 1991, 491 p.
48. KUO, K. K., Principles of combustion, *John Wiley and sons*, 1986, 810 p.
49. LAMBERT, D., MCGOWAN, T. F., NOx control techniques for the CPI, *Chemical Engineering* (ISSN: 0009-2460), vol. 103, June 1996, p. 98-101.
50. LATVA-SOMPPI, J., TRAN, H. N., BARHAM, D., DOUGLAS, M.A., Caracterization of deinking sludge and its ashed residue, *Pulp and Paper Canada 95*, vol. 10, (1994), p. 31-35.
51. LAVALLÉE, R. -J., Traitement thermique de déchets solides à l'aide d'un réacteur à lit fluidisé circulant interne, 1996, 197 p.
52. LEVENSPIEL, O., Chemical reaction engineering, an introduction to the design of chemical reactors, *John Wiley and sons, Inc.*, 1962, 501 p.
53. LIENHARD, H., BIERBACH, H., Gasification of biomass and its application in the pulp and paper industry, *Tappi Journal*, vol. 69, No 5, May 1986, p. 88-91.
54. LINDEROTH, C. E., Paper mill sludge as a valuable fuel, *Tappi Journal*, vol. 72, December 1989, p. 139-41.
55. LUNDBERG, M., HAGMAN, U., ANDERSSON, B.-A., OLOFSON, J., Environmental performance of the Kvaerner BFB boilers for MSW combustion -



- analysis of gaseous emissions and solid residues, *Proceeding of the 14th International Conference on fluidized bed combustion (1997)*, volume 1, p. 7-13.
56. MacDONALD, J. F., BRIDGWATER, J., Void formation in stationary and moving beds, *Chemical Engineering Science*, Vol. 52, No 5, 1997, p.677-691.
  57. MAKANSI, J., Power from sludge, *Power* (New-York, NY) (ISSN: 0032-5929), vol. 128, february 1984, p. s.1-s.16.
  58. McCABE, W. L., SMITH, J. C., HARRIOT, P., Unit operations of chemical engineering, *McGraw Hill, inc.*, 1993, 1130 p.
  59. McCANN, D., Design review of biomass bubbling fluidized bed boilers, *Proceeding of the 14th International Conference on fluidized bed combustion (1997)*, volume 1, p. 29-37.
  60. MECKEL, B. D., Solid converted to energy at paper mill, *Water Environment and Technology*, vol. 5, May 1993, p. 15-16.
  61. MILNE, B. J., BERRUTI, F., BEHIE, L. A., DE BRUIJN, T. J. W., The internally circulating fluidized bed (ICFB): a novel solution to gas bypassing in spouted beds, *The Canadian journal of chemical engineering*, vol. 70, october 1992, p 910-15.
  62. MILNE, B. J., BERRUTI, FRANCO, BEHIE, LEO, A., The hydrodynamics of the internally circulating fluidized bed at high temperature, *CFB VI*.
  63. MOLERUS, O., Heat transfer in moving beds with a stagnant interstitial gas, *Int. J. Heat Mass transfer*, Vol. 40, No 17, 1997, p. 4151-4159.
  64. MUKADI, L. S., Modélisation et simulation d'un réacteur à lit fluidisé circulant interne pour le traitement thermique de déchets solides industriels (thèse de doctorat), 1998, 200 p.
  65. MUKADI, L., LAVALLÉE, R.-J., LEGROS, R., GUY, C., Developpment of an internally circulating fluidized bed combustor for treatment of industrial solid wastes, *Proceeding of the 14th International Conference on fluidized bed combustion (1997)*, volume 1, p. 627-32.

66. NICKULL, O., LEHTONEN, O., MULLEN, J., Burning mill sludge in a fluidized-bed incinerator and waste-heat-recovery system. Ten years of successful operation, *Tappi Journal*, vol. 74, No 3, March 1991, p. 119-122.
67. NORTH, B.C., ELEFThERIADES, C.M., Incineration of a biomass sludge in a bubbling FBC, *Proceeding of the 14th International Conference on fluidized bed combustion (1997)*, volume 1, p. 1-6.
68. OULD-DRIS, A., MOLODTSOF, Y., LARGE, J. F., A classification and design method for moving bed flow in pipes, *Powder Technology*, Vol. 87, 1996, p. 49-57.
69. PARES, J. A., RODRIGUEZ, D. A., GORDON, A. L., Cyclic gasification of coal in a moving bed. Abench scale study, *The Canadian Journal of chemical engineering*, Vol. 64, October 1986, p.808-812.
70. PEIKOS, S. J., MATUNY, M., Design considerations and operating experience in firing refuse derived fuel in a circulating fluidized bed combustor, *Proceeding of the 14th International Conference on fluidized bed combustion (1997)*, vol. 2, p. 1303-1310.
71. PERRY, R. H., GREEN, D. W., Perry's Chemical Engineers' handbook (seventh edition), *McGraw Hill*, 1997
72. PETERS, M. S., TIMMERHAUS, K. D., Plant design and economics for chemical engineers (fourth edition), *McGraw Hill, Inc.*, 1991, 910 p.
73. POISSANT, DENIS, La poubelle prend le champs, *L'actualité*, 1 avril 1999, p. 28.
74. RINK, K. K., KOZINSKI, J. A., LIGHTY, J. S., LU, Q., Design and construction of a circulating fluidised bed combustion facility for use in studying the thermal remediation of wastes, *Review of Scientific Instruments*, vol.65, No 8, August 1994, p 2704-13.
75. ROGERS, H. G., Firing of waste streams in recovery boilers, *Tappi journal*, vol. 68, No 12, December 1985, p.44-48.

76. SADHUKHAN, P., BRADFORD, M., Fluidized bed incineration: improve waste disposal method, *Hydrocarbon Processing* (ISSN: 0018-8190), vol. 72, march 1993, p. 61-66.
77. SAXENA, S. C., MATHUR, A., ZHANG, Z. F., Incipient fluidization at different temperatures and powder characterization, *AIChE Journal*, Vol. 33, No 3, March 1987. P. 500-502.
78. SCHAEFER, R. J., VORTMEYER, D., WATSON, C. C., Steady state behavior of moving bed reactors, *Chemical engineering science*, vol. 29, 1974, p. 119-127.
79. SCOTT, GARY M., SMITH, AMY, Sludge characteristics and disposal alternative for the pulp and paper industry, 1995 International environmental condencece proceedings, *TAPPI proceedings*, 1995.
80. SELL, N. J., McINTOSH, T. H., JAYNE, T., REHFLDT, T., DOSHI, M., Burning screw-press-dewatered bulk sludge and briquetted sludge in a hogged-fuel boiler, *Tappi Journal*, Vol. 73, No 11, November 1990, p. 181-188.
81. SELL, N. J., McINTOSH, T. H., Technical and economic feasibility of briquetting mill sludge for boiler fuel, *Tappi Journal*, vol. 71, No 3, March 1988, p. 135-139.
82. SIMONS LTÉE EXPERTS-CONSEILS, Étude sur la gestion des boues - Résumé, étude entreprise par l'Association des Industries Forestières du Québec Limitée Sainte-Foy (Québec) et subventionnée par le Ministère de l'Environnement du Québec et le Centre St-Laurent, , Juin 1992.
83. SOHARA, J. A., Recycling mineral fillers from deinking residues - the urban quarry, *Wet-End Chemistry Conference and COST Workshop*, session 4: 369, 371-382 (1997; Pira International).
84. SRINIVAS, B., AMUNDSON, N. R., A single-particle char gasification model, *AIChE Journal*, Vol. 26, No 3, May 1980, p.487-496.
85. SRINIVASAN, D., Pulp and paper effluent management, *Water Environment Research*, Vol. 66, No 4, June 1995, p. 417-432.

86. SRINIVASAN, D., UNWIN, J. P., Pulp and paper effluent management, *Water Environment Research*, Vol. 67, No 4, June 1995, p. 531-544.
87. STEWARD, F. R., MORE, S., Mathematical model of a circulating fluidized bed with chemical reaction, the effect of particle size distribution, *Proceeding of the 14th International Conference on fluidized bed combustion (1997)*, vol. 2, p. 1175-1182.
88. STINSON, S., Paper mill wastes show low dioxin levels, *Chemical and Engineering News*, July 24, 1989, p. 28.
89. SUSANTO, H., BEENACKERS, A. C. M., A moving-bed gasifier with internal recycle of pyrolysis gas, *Fuel*, Vol. 75, No 11, 1996.
90. TCHOBANOGLIOUS, G., THEISEN, H., VIGIL, S., Integrated solid waste management, engineering principles and management issues, *McGraw Hill, inc.*, 1983.
91. THIEL, D. A., MARTIN, S. G., DUNCAN, J. W., LANCE, W. R., The effects of a sludge containing dioxin on wildlife in pine plantations, *Tappi Journal*, vol. 72, January 1989.
92. TRAN, H., LATVA-SOMPPI, J., BARHAM, D., McMULLEN, R., DOUGLAS, M. A., Field trial to assess ash leachability and gaseous emissions from boilers firing deinking residue, *Tappi Journal*, vol. 80, No 5, May 1997, p. 129-134.
93. WEIGAND, P. S., UNWIN, J. P., Alternative management of pulp and paper industry solid wastes, *Tappi Journal*, vol. 77, No 4, April 1994, p. 91-97.
94. WEN, C. Y., Noncatalytic heterogenous solid fluid reaction models, *Industrial and engineering chemistry*, Vol. 60, No. 9, September 1968, p. 34-54.
95. WILLIAMS, O. A., Pneumatic and hydrolic conveying of solids, , *Marcel Dekker, inc*, 1983, 319 p.
96. WILLIMSON, P. N., Canadian industry: 1996 review, *Tappi journal*, vol. 80, No 1, January 1997, p. 36-43.
97. XIAODONG, L., XUGUANG, J., JIANHUA, Y., TINGHUA, Z., YONG, C., JIALIN, Y., GUOQUAN, H., GUOQUING, P., MINGJIANG, N., KEFA, C.,

- Experimental study and design considerations for co-firing paper mill sludge in CFB boiler, *Proceeding of the 14th International Conference on fluidized bed combustion (1997)*, volume 1, p. 159-64.
98. YOON, H., WEI, J., DENN, M. M., A model for moving-bed coal gasification reactors, *AIChE Journal*, Vol. 24, No 5, September 1978, p. 885-903.
99. ZANDER, A. K., THEIS, T. L., BRENNAN, M., Energy from paper sludge: criteria and hazardous air pollutants, *Journal of environmental engineering*, vol. 122, August 1996, p. 758-760.
100. ZHANG, H., QIU, K., The proposed utilization of fluidised bed combustion ash in the production of a special cement, *Proceeding of the 14th International Conference on fluidized bed combustion (1997)*, vol. 2 p. 699-702.
101. ZHENG, L., WEIDOU, N., GUANGXI, Y., XIN, S., WEI, Z., A general mathematical model for the total sh mass balance of CFBC, *Proceeding of the 14th International Conference on fluidized bed combustion (1997)*, vol. 2, p. 1033-1038.

## ANNEXE A : ÉVALUATION DU TEMPS DE COMBUSTION DES PARTICULES DE BOUES

Au chapitre 3 du présent document, un modèle simple est présenté pour évaluer le temps de combustion total d'une particule de boue possédant seulement du carbone fixé comme combustible solide. Selon le modèle le temps de combustion total est donné par l'expression A.1

$$t_{x=1} = \left( \frac{R}{3k_g} + \frac{R^2}{6D_{cs}} + \frac{R}{k_s} \right) \frac{\rho_B}{vM_B C_{Ab}} \quad (A.1)$$

Cette expression est valide si les hypothèses suivantes sont utilisées :

1. Conditions isothermiques de la particule
2. La taille de la particule est constante
3. La particule est de forme sphérique
4. Diffusion équimolaire des réactifs et produits gazeux dans la particules et le film gazeux
5. Pseudo-régime permanent
6. Réaction chimique de premier ordre irréversible

Pour le cas étudié la réaction est de la forme suivante:  $A(g) + B(s) \rightarrow R(g)$  où A représente l'oxygène et B le carbone fixé de la particule qui réagit. L'expression (A.1) représente la sommation des différentes résistances rencontrées lors de l'incinération d'une particules solides. Ces résistances sont caractérisées par les constantes de diffusions des gaz dans le film gazeux autour de la particules ( $k_g$ ), la résistance des gaz qui voyagent dans la couche de cendre avant d'atteindre la surface du noyau réactif ( $D_{cs}$ ) et le taux de réaction surfacique ( $k_s$ ). Dans les prochaines pages, les équations nécessaires pour évaluer les différentes résistances sont présentées et à la fin de l'annexe

un exemple de calcul complet est montré afin d'effectuer le calcul du temps de combustion à l'aide de ce modèle.

### **Calcul de la résistance dans le film gazeux autour de la particule**

Plusieurs corrélations existent pour évaluer la diffusivité gazeuse de l'oxygène dans un mélange gazeux. Cependant, la corrélation est différente si la particule se situe dans un environnement gazeux ou dans un environnement où tous les voisins sont des particules. Donc les corrélations sont légèrement différentes si la résistance gazeuse se produit dans l'annulaire ou dans le riser. L'expression (A.2) présente la corrélation utilisée pour évaluer  $k_g$  dans le riser. Cette expression est tirée de [Folger, 1992].

$$Sh = 2.0 + 0.6Re_p^{1/2}Sc^{1/3} \quad (A.2)$$

Cette expression évalue le coefficient de transfert de matière d'un gaz autour d'une particule sphérique dans un fluide infini. Cet état peut être considéré identique à l'environnement présent dans le riser puisque la quantité de particules est très faible. L'expression (A.2) est fonction de trois nombres adimensionnels qui caractérisent le transfert de matière. Ces nombres sont données par les expressions A.3, 4 et 5.

$$Sh = \frac{k_g d_p}{D_v} \quad \text{Nombre de Sherwood} \quad (A.3)$$

où  $k_g$  : coefficient de transfert de masse (m/s)  
 $d_p$  : diamètre de la particule sphérique (m)  
 $D_v$  : diffusivité du réactif dans le mélange gazeux (m<sup>2</sup>/s)

$$Re_p = \frac{d_p U \rho_g}{\mu} \quad \text{Nombre de Reynold particulaire} \quad (A.4)$$

où  $U$  : vitesse superficielle dans le riser (m/s)  
 $\rho_g$  : densité du courant gazeux (kg/m<sup>3</sup>)

$\mu$  : viscosité du courant gazeux (Pa s)

$$Sc = \frac{\mu}{D_v \rho_g} \quad \text{Nombre de Schmith} \quad (A.5)$$

Pour évaluer le coefficient de transfert de masse à travers le film gazeux, les différents paramètres doivent être calculés. L'expression (A.6) donne le coefficient de transfert gazeux dans un lit fixe et est tirée de [Kunii et Levenspeil, 1991].

$$Sh = 2 + 1.8 Re_p^{1/2} Sc^{1/3} \quad (A.6)$$

Les termes sont identiques à l'expression A.2, cependant le nombre de Sherwood tient compte de la phéricité des particules. Ce nombre adimensionnel est donné par l'expression A.7.

$$Sh = \frac{k_g \phi_s d_p}{D_v} \quad \text{Nombre de Sherwood} \quad (A.7)$$

où  $\phi_s$  : sphéricité des particules du lit fixe (-)

Les différents paramètres présents dans les nombres adimensionnels sont calculés selon les conditions opératoires présentées dans les deux zones de l'appareil. Pour faciliter les calculs l'hypothèse que le mélange de gaz ( $N_2$ ,  $O_2$ ,  $CO$ ,  $CO_2$ ,  $SO_2$ ,  $NO_x$ ) se comporte comme l'air est appliquée. Cette hypothèse est valable et donne un aperçu de la valeur du temps nécessaire pour obtenir la combustion complète des particules de boues. De plus, elle permet d'utiliser une formule simple pour calculer la diffusivité des gaz en considérant le mélange gazeux comme étant binaire.

L'expression (A.8) permet d'évaluer la viscosité de l'air à différentes températures.

$$\mu = f(T) = \frac{1.46 \times 10^{-6} (273 + T)^{1.504}}{(273 + T + 120)} \quad (A.8)$$

où  $T$  : température du gaz ( $^{\circ}C$ )

: viscosité de l'air (Pa s)

L'expression (A.9) permet d'évaluer la densité de l'air à différentes températures.



$$\rho_g = f(T) = \rho_{g,amb} \frac{(273 + T_{amb})}{(273 + T)} \quad (A.9)$$

où  $T$  : température du gaz ( $^{\circ}\text{C}$ )

$T_{amb}$  : température ambiante ( $25^{\circ}\text{C}$ )

$\rho_{g,amb}$  : densité de l'air à  $25^{\circ}\text{C}$  -  $1.3 \text{ kg/m}^3$

L'expression (A.10) permet de déterminer la diffusivité de l'oxygène dans l'air. Pour calculer la diffusivité, le mélange gazeux est considéré binaire et le combustible (oxygène) pénètre dans l'air. L'expression est tirée de [McCabe, Smith et Harriot, 1993].

$$D_v = \frac{0.01498 T^{1.81} (1/M_A + 1/M_B)^{0.5}}{P (T_{CA} T_{CB})^{0.1405} (V_{CA}^{0.4} + V_{CB}^{0.4})^2} \quad (A.10)$$

où  $D_v$  : Diffusivité de l'oxygène dans l'air ( $\text{cm}^2/\text{s}$ )

$T$  : température du gaz (K)

$M_A, M_B$  : Masse molaire des composés A et B ( $\text{kg/kmol}$ )

$T_{CA}, T_{CB}$  : Température critique des composés A et B (K)

$V_{CA}, V_{CB}$  : Volume critique des composés A et B ( $\text{cm}^3/\text{mol}$ )

$P$  : Pression du mélange gazeux (atm)

Avec ces informations il est possible de déterminer la valeur du coefficient de transfert de masse dans la couche de gaz autour des particules de boue

### Calcul de la résistance dans la couche de cendre formée dans la particules

Le calcul de la résistance dans la couche de cendre est plus simple. Il suffit de corriger la valeur de la diffusivité dans le mélange gazeux par la porosité présente dans la couche de cendre de la particules. La diffusivité effective est donnée par l'expression (A.11)

$$D_{eff} = D_v \theta_s^2 \quad (A.11)$$

où  $D_{eff}$  : Diffusivité effective de l'oxygène dans la couche de cendre ( $\text{m}^2/\text{s}$ )

$D_v$  : Diffusivité de l'oxygène dans l'air ( $\text{m}^2/\text{s}$ )

$\theta_s$  : Porosité de la couche de cendre

L'expression provient de plusieurs source [Yoon et al., 1978; Srinivas et al., 1980]. La vraie porosité des particules de boues est difficilement déterminable expérimentalement. La rigidité des particules est faible une fois que les volatils sont retirés de la particules. Par hypothèse, il est raisonnable de poser une porosité de 0.4 [Folger, 1992].

### **Calcul de la résistance causée par la réaction chimique de surface.**

Le calcul du taux de réaction pour la réaction à l'intérieur de la particule est difficilement trouvable dans les articles scientifiques actuels. Par hypothèse, le taux de réaction est supposé infini se qui rend la résistance causée par la réaction chimique nulle. Habituellement la combustion de particules de charbon est influencée par la résistance du film gazeux pour les petites particules et par la résistance de la couche de cendres pour les grosses particules [Doraiswamy et Sharma, 1984]. Donc pour le modèle utilisé, seules les résistances au transfert de masse seront considérées.

### **Exemple de calcul.**

Les conditions opératoires présentées dans le tableau A.1 sont utilisées pour détailler l'exemple de calcul

Tableau A.1 - Conditions opératoires de l'exemple de calcul

Conditions	Valeurs
Débit de gaz naturel ( $Q_{g0}$ )	1.8 Nm <sup>3</sup> /h
Débit d'air secondaire ( $Q_{a0}$ )	1.5 Nm <sup>3</sup> /h
Débit d'air primaire ( $Q_{p0}$ )	29 Nm <sup>3</sup> /h
Diamètre de la particule ( $d_p$ )	1.85x10 <sup>-6</sup> m
Température dans riser ( $T_r$ )	1000°C
Température dans l'annulaire ( $T_a$ )	850 °C

Nm<sup>3</sup>/h : débit volumique corrigé à 298K et 1 atm.

Calcul des concentrations d'oxygène au coeur (bulk) de la phase gazeuse.

Pour le riser -

### Hypothèses

- La quantité de solide dans le riser n'influence pas le volume total disponible pour les gaz
- La réaction du gaz naturel est complète
- La dérivation gazeuse de l'air secondaire est de 87% vol.

Pour calculer la concentration d'oxygène au coeur de la phase gazeuse, il faut tenir compte du débit d'air primaire, de la réaction du gaz naturel ainsi que le faible débit d'air secondaire alimenté pour augmenter le taux de circulation solide. Selon l'endroit où la concentration est calculée, le volume disponible n'est pas identique. Pour l'annulaire il faut tenir compte de la présence des particules dans le lit de sable. Pour le riser, la concentration

Concentration au coeur de la phase gazeuse ("riser")

$$[O_2] = \frac{Q_{O_2}}{V_{tot}} = \frac{(0.21Q_{p0} + 0.1827Q_{s0} - Q_{g0})P / 298R}{\frac{(Q_{p0} + 0.87Q_{s0} + 2Q_{g0})(T + 273)}{298}} \quad (A-12)$$

Concentration au coeur de la phase gazeuse (annulaire)

$$[O_2] = \frac{Q_{O_2}}{V_{tot}} = \frac{0.21P}{R(T + 273)} \quad (A-13)$$

Il faut ensuite déterminer les caractéristiques de la particule incinérée. La particule est composée seulement de "char" - carbone fixé et d'inerte. Une particule étudiée contient 5.47 % massique de carbone fixé et le reste, 94.53% massique de cendres. Selon la description du contenu en inertes présenté au chapitre 3 du présent document, il est possible d'estimer le contenu inorganique par 4 oxydes suivants: (1) SiO<sub>2</sub> (26.9% mass.), (2) TiO<sub>2</sub> (5.2% mass.), (3) Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (25.1% mass.) et (4) CaO (37.3% mass.). Les pourcentages massiques des oxydes sont additionnés au pourcentage massique du carbone fixé pour égaler l'unité. La densité d'une particule type est évaluée en calculant la densité moyenne à l'aide des densité des différents composés de la particules. Le tableau A.2 présente les densités à température ambiante (25°C) des composés de la particules.

Tableau A.2 - Densités des composés d'une particule de boue sans volatils [Perry et Green, 1997]

Composés	densité (kg/m <sup>3</sup> )
Carbone fixé	2260
SiO <sub>2</sub>	2650
TiO <sub>2</sub>	3840
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	4000
CaO	3320

À l'aide de ces données, la densité moyenne d'une particule de boue ne se composant seulement de char comme matière organique est de 3180 kg/m<sup>3</sup>. La densité du char sur la particule utilisée dans l'expression A.1 est donnée par la multiplication du pourcentage massique de char dans la particule par sa densité moyenne. Dans le cas étudié,  $\rho_B$ , est de 173.3 kg/m<sup>3</sup>. La réaction de combustion de la particule de char est donnée par l'expression suivante :  $C + O_2 \rightarrow CO_2$ . Pour le cas étudié  $v = v_B/v_A = 1$ , où  $v_i$  représente les coefficients stœchiométriques de la réaction chimique. La valeur de  $M_B$  est de 12 kg/kmol en supposant que le char est composé uniquement de carbone.

Le tableau A.3 présente les résultats obtenus avec le modèle présenté au chapitre 3 pour une particule sphérique d'un diamètre de  $1.85 \times 10^{-4}$  m.

Tableau A.3 - Résultats obtenus pour une particule de  $1.85 \times 10^{-4}$  m

Résultats	Unités	Riser	Annulaire
Concentrations en oxygène (au coeur)	kmol/m <sup>3</sup>	$1.25 \times 10^{-3}$	$2.28 \times 10^{-3}$
Diffusivité - air/oxygène	cm <sup>2</sup> /s	0.782	0.623
Diffusivité effective	cm <sup>2</sup> /s	0.125	0.099

Densité	kg/m <sup>3</sup>	0.304	0.316
Viscosité	Pa·s	$4.9 \times 10^{-5}$	$4.54 \times 10^{-5}$
Vitesse superficielle	m/s	8.13	0.015
Nombre de Schmit (Sc)	(-)	2.06	2.31
Nombre de Reynold (Re <sub>p</sub> )	(-)	9.33	0.019
Nombre Sherwood (Sh)	(-)	4.33	2.33
Coefficient de transfert de masse (k <sub>g</sub> )	m/s	1.83	0.96
Temps de combustion total	secondes	1.5	1.1

## ANNEXE B : CALCULS DES COÛTS DE L'APPAREILLAGE DES DIFFÉRENTS SCÉNARIOS DE L'UNITÉ

Pour estimer les tendances des coûts des différents scénarios, la production de 200 tonnes métriques de boue à 50% d'humidité est utilisée. La production se produit 24 heures sur 24 pendant environ 300 jours par année. Ces chiffres correspondent à une alimentation de 8333 kg/h de boues humides dont la moitié est solide et l'autre de l'eau. Tous les coûts ont déterminés à partir de [Peters et Timmerhaus, 1991]. Les coûts et les prix sont donnés en dollars américains de 1990. Pour obtenir les prix actuels, il faut corriger les coûts par l'indice de 1990 et l'indice le plus récent, soit 1997. Les prix sont multiplié par le quotient des deux indices qui est donné par l'expression B.1.

$$k = \frac{I_{97}}{I_{90}} = \frac{386.5}{356} = 1.09 \quad (\text{B.1})$$

Les indices peuvent être trouvés à la fin de chaque numéro de la revue *Chemical Engineering*. Par la suite les coûts sont de nouveau corrigés afin de les obtenir en dollars canadiens. Pour cette correction, une conversion conservatrice est avancée, soit que 1 \$U.S. = 1.3 \$CND.

### Estimation des conditions opératoires.

Étant donné le peu d'information connue, les quantités de vapeur produites et de gaz naturel nécessaire sont estimées selon des paramètres de design simple. Pour les différentes fournaies il faut que la température adiabatique de flamme de la combustion des déchets soit supérieure à la température de fonctionnement des appareils (fournaise et lit fluidisé). En supposant que les gaz de combustion produit par la réaction se comportent principalement comme un mélange d'air et d'eau il est plus simple de déterminer la température adiabatique. À l'aide d'une page de calcul bien construit dans un chiffrier électronique il est possible de faire varier le débit de gaz naturel afin que la température adiabatique de flamme répond au critère demandé.

**Exemple de calcul :**

Pour cette exemple, le scénario 2 sera détaillé. Pour ce scénario, la quantité de boue produite est acheminée directement dans une fournaise qui convertit l'énergie produite sous forme vapeur.

Premièrement il faut déterminer les gaz de combustion produit lors de l'incinération des déchets. En prenant la composition ultimée des boues de type 1 (tableau 4.1 du présent document) et en l'associant à la combustion complète du gaz naturel alimenté, la quantité de gaz de combustion produit est déterminé. Pour avoir une opération correcte, 70% d'excès d'air de la fournaise est une valeur conservatrice. À l'aide de bilans massiques et énergétiques sur les produits entrants et sortants, les conditions déterminées sont présentées dans le tableau B.1.

Tableau B.1 - Conditions du scénario 2

Conditions	Valeurs
Débit d'air alimenté	14 601 Nm <sup>3</sup> /h
Débit de boues humides alimenté	8 340 kg/h à 50%massique eau
Débit de gaz naturel alimenté	1000 Nm <sup>3</sup> /h
Débit de gaz sèche à la sortie	16 373 kg/h
Débit d'eau à la sortie	7 345 kg/h
C <sub>p</sub> du gaz humide	1.85 kJ/kg K
Énergie générée par la combustion	17.4 MW
Température adiabatique estimée	1454°C
Excès d'air calculé	73 %
Humidité du gaz de combustion	0.449 kg/kg

Comme mentionné plus haut, les valeurs évaluées dans le tableau B.1 sont obtenues par essais-erreur à l'aide d'une page de calcul dans le logiciel EXCEL. Les gaz de combustion sont obtenus en considérant une réaction complète aussi bien du gaz naturel

que des boues alimentées dans l'unité. La température adiabatique de flamme, le critère le plus important, est évaluée en considérant les gaz de combustion comme un mélange d'air sec et d'eau. À l'aide des équations reliant le système air-eau [Perry et Green, 1997], il est possible d'estimer la capacité calorifique ( $C_p$ ) du gaz. Connaissant l'énergie libérée en considérant le gaz naturel et les boues ainsi que le poids du gaz de combustion en ne considérant pas les fines entraînées, la température adiabatique est facilement calculée.

Connaissant le prix du gaz naturel en  $\text{Nm}^3$ , les coûts reliés à la demande en gaz naturel sont facilement déterminables. La quantité de vapeur produite est obtenue en considérant l'énergie générée par la combustion. Cependant, une efficacité de 70% de transfert de chaleur entre la fournaise et la bouilloire est considérée. Dans l'exemple de calcul, l'énergie disponible est réduite à 10.2 MW. En considérant que la vapeur produite soit de la vapeur saturée à 500 psig, l'énergie nécessaire pour vaporiser l'eau à cet état est d'environ  $1.74 \times 10^6 \text{ J/kg}$  [Felder et Rousseau, 1986]. En divisant l'énergie générée par l'énergie nécessaire, la quantité de vapeur produite est obtenue. Les prix de la vapeur et du gaz naturel sont corrigés selon les coûts de la page 815 de [Peters et Timmerhaus, 1991].

Les investissements en appareil seulement sont obtenus sur l'une des figures de de [Peters et Timmerhaus, 1991]. Ainsi pour la chaudière, l'investissement est obtenu par la figure B-3 p. 809. Tous les investissement en appareil sont additionnés et divisés par 0.25. Car environ 25% de l'investissement total d'une unité (maintenance, montage, main d'oeuvre) correspond aux coûts des appareils.

À l'aide de cette simple méthode il est possible d'estimer les tendances économiques des différents scénarios proposés.